

**VALORIZACIÓN ENERGÉTICA Y AMBIENTAL DE CARBÓN MEDIANTE SU
CO-GASIFICACIÓN CON BIOMASA RESIDUAL DEL PROCESO DE
EXTRACCIÓN DE ACEITE PALMA PARA USO INDUSTRIAL**

DANIEL ANDRES QUINTERO CORONEL

**UNIVERSIDAD DEL NORTE
FACULTAD DE INGENIERÍAS
MAESTRÍA EN INGENIERÍA MECÁNICA
BARRANQUILLA**

2018

**VALORIZACIÓN ENERGÉTICA Y AMBIENTAL DE CARBÓN MEDIANTE SU
CO-GASIFICACIÓN CON BIOMASA RESIDUAL DEL PROCESO DE
EXTRACCIÓN DE ACEITE PALMA PARA USO INDUSTRIAL**

Presentado por:

DANIEL ANDRES QUINTERO CORONEL

Director

PhD. LESMES CORREDOR

Codirector

MSc. YUHAN LENIS

**UNIVERSIDAD DEL NORTE
FACULTAD DE INGENIERÍAS
MAESTRÍA EN INGENIERÍA MECÁNICA
BARRANQUILLA**

2018

Tabla de contenido

CAPÍTULO 1	11
1.1. INTRODUCCIÓN.....	11
1.2. DEFINICIÓN DEL PROBLEMA.....	12
1.2.1. Pregunta de Investigación	16
1.3. OBJETIVOS	16
1.3.1. Objetivo General	16
1.3.2. Objetivos específicos.....	17
1.4. JUSTIFICACIÓN.....	17
1.5. MARCO TEÓRICO	18
1.5.1. Gasificación.....	18
1.5.2. Zonas del proceso de gasificación.....	18
1.5.2.1. Zona de secado.....	18
1.5.2.2. Zona de pirólisis.....	18
1.5.2.3. Etapa de oxidación.....	19
1.5.2.4. Etapa de reducción.....	19
1.5.3. Material de gasificación	20
1.5.3.1. Biomasa	20
1.5.3.2. Carbón mineral	24
1.5.4. Parámetros del proceso de gasificación	27
1.5.4.1. Agente oxidante	27
1.5.4.2. Relación de equivalencia (ER).....	27
1.5.4.3. Dosado relativo	27
1.5.4.4. Velocidad de frente de llama V_{ff}	28
1.5.4.5. Poder calorífico del gas producto	28
1.6. ESTADO DEL ARTE	28
1.7. TECNOLOGÍAS DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA.....	31
1.7.1. Gasificadores de lecho fijo.....	31
1.7.1.1. De lecho fijo equicorriente.....	31
1.7.1.2. De lecho fijo de corriente ascendente	32
1.7.1.3. De lecho fijo de flujo cruzado.....	32
1.7.2. Gasificadores de lecho fluidizado	32

1.7.2.1.	Lecho fluidizado circulante.....	33
1.7.2.2.	De lecho fluidizado burbujeante	33
1.7.3.	Gasificadores de flujo arrastrado.....	33
1.7.4.	Tecnología de plasma.....	34
CAPÍTULO 2		35
2.	METODOLOGÍA	35
2.1.	Descripción general.	35
2.2.	Características del carbón y la biomasa utilizadas.....	37
2.3.	Estimación de los porcentajes de carbón y biomasa a mezclar	40
2.4.	Diseños experimentales	42
2.4.1.	Diseño de cribado	42
2.4.2.	Diseño factorial 3^2	42
2.5.	Instalación experimental	44
CAPÍTULO 3		47
3.	PUESTA A PUNTO INSTALACIÓN EXPERIMENTAL.....	47
3.1.	Diseño de experimentos de cribado	47
3.1.1.	Evaluación de supuestos del modelo.....	50
3.1.1.1.	Supuesto de normalidad.....	50
3.1.1.2.	Supuesto de homocedasticidad	50
3.1.1.3.	Supuesto de independencia.....	51
3.1.2.	Cálculos del proceso de gasificación.....	51
CAPÍTULO 4		54
4.	RESULTADOS	54
4.1.	Análisis teórico y experimental de la co-gasificación	55
4.1.1.	Simulación en equilibrio químico del proceso de gasificación para una materia prima.....	55
4.1.1.1.	Etapas de Secado	56
4.1.1.2.	Etapas de pirólisis.....	56
4.1.1.3.	Etapas de oxidación y reducción	57
4.1.2.	Validación teórica de la simulación para una materia prima	59
4.1.3.	Simulación en equilibrio químico del proceso de gasificación para dos materias primas.	60
4.1.3.1.	Validación de la simulación con restricción al equilibrio químico.....	61

4.2.	Resultados condiciones que aumentan la densidad energética del gas mediante la incorporación vía simulación de los agentes oxidantes mezclas vapor de agua-aire.	65
4.3.	Resultados Desarrollo experimental final	69
4.3.1.	Evaluación de supuestos	69
4.3.1.1.	Supuesto de Normalidad	69
4.3.1.2.	Supuesto de Homocedasticidad	69
4.3.1.3.	Supuesto de independencia	70
4.4.	Comportamiento de los principales parámetros asociados al proceso de gasificación	73
4.4.1.	Campo de temperaturas	73
4.4.2.	Velocidad de frente de llama y consumo de material.....	75
4.4.3.	Composición del gas de gasificación.....	76
4.4.4.	Poder calorífico inferior del gas.	78
4.5.	Intercambiabilidad de gases	80
4.5.1.	Parámetros de la intercambiabilidad de gases	80
4.5.2.	Índice Wobbe.....	84
4.5.3.	Método gráfico de Delbourg.....	84
4.5.3.1.	Índice de Puntas de amarillas.....	86
4.5.3.2.	Índice para la ignición directa en el inyector	87
4.5.4.	Estimación de la posible intercambiabilidad del gas de gasificación con el gas natural. 88	
CAPÍTULO 5	97
5.1.	Conclusiones.....	97
5.2.	Trabajos futuros	100
CAPÍTULO 6	101
Anexos	101
Bibliografía	102

Listado de Figuras

Figura 1. Variación de las reservas de gas natural en Giga Pies Cúbicos (GPC).....	13
Figura 2. Demandas de gas natural por regiones y áreas de utilización.....	14
Figura 3. Procesos de conversión de biomasa y carbón mineral	20
Figura 4. Variación del poder calorífico con el contenido de humedad de la biomasa.....	22
Figura 5. Conversión del carbón con el paso del tiempo.....	24
Figura 6. Análisis próximo (Izquierda) y análisis último (Derecha)	25
Figura 7. Resumen metodología desarrollada	37
Figura 8. Porcentaje de retención contra la apertura de los tamices.....	38
Figura 9. Material utilizado para pruebas de gasificación.....	39
Figura 10. Representación geométrica diseño factorial 3^2	43
Figura 11. Visualización esquemática de los factores de diseño flujo de aire y porcentaje carbón-biomasa.	44
Figura 12. Esquema instalación experimental.....	45
Figura 13. Instalación experimental (Reactor y sistema de adquisición de datos).....	45
Figura 14. Instalación experimental (Cromatografía)	46
Figura 15. Interfaz sistema de adquisición de datos	46
Figura 16. Gráfica de probabilidad normal para los efectos en $V_{ff\ 2-3}$	49
Figura 17. Etapa de secado	56
Figura 18. Etapa de pirólisis	57
Figura 19. Etapa de oxidación y reducción	58
Figura 20. Separación PRODUCTO	58
Figura 21. Etapas conjuntas.....	59
Figura 22. Concentraciones de gas en porcentaje, modelo vs Jayah.....	60
Figura 23. Simulación con restricción al equilibrio para dos materias primas.....	61
Figura 24. Concentración del gas relación carbón-biomasa 0-100 (% vol.)	62
Figura 25. Concentración del gas relación carbón-biomasa 15-85 (% vol.)	63
Figura 26. Concentración del gas relación carbón-biomasa 30-70 (% vol.)	64
Figura 27. Comportamiento concentraciones de gas para T variable y ER constante (relación 30-70).	66

Figura 28. Comportamiento del PCI y CGE con el aumento de temperatura para cada una de las relaciones carbón-biomasa.	67
Figura 29. Comportamiento concentración de gas y PCI para ER variable y S/F constante y 100% biomasa.	68
Figura 30. Prueba grafica de homocedasticidad	70
Figura 31. Prueba grafica de independencia.....	71
Figura 32. Campo de temperaturas pruebas experimentales	74
Figura 33. Temperatura máxima promedio	74
Figura 34. Velocidad de frente de llama y consumo de material	75
Figura 35. Aglomeración de material una vez finalizada cada prueba, con flujo de are de 90l/min.	76
Figura 36. Composición individual de gas (H_2 -CO- CH_4) acorde a las relaciones carbón-biomasa y flujo de aire.	77
Figura 37. Composición individual de gas (CO_2 - N_2) acorde a las relaciones carbón-biomasa y flujo de aire.....	77
Figura 38. PCI gas en MJ/Nm^3	79
Figura 39. Comportamiento CGE promedio	79
Figura 40. Esquema flujo a través de un orificio.....	84
Figura 41. Coeficientes de corrección índice de Wobbe	85
Figura 42. Gráficas para coeficientes u y v	86
Figura 43. Diagrama de Delbourg	88
Figura 44. Ubicación resultados tabla 33 sobre diagrama de Delbourg	91
Figura 45. Diagrama de flujo para estimar la intercambiabilidad de gases según el método Delbourg.....	92
Figura 46. Ubicación resultados tabla 34 sobre diagrama de Delbourg	93
Figura 47. Ubicación resultados tabla 35 sobre diagrama de Delbourg	93
Figura 48A. Análisis de laboratorio biomasa.	101

Listado de Tablas

Tabla 1. Composición elemental típica de biomosas.....	22
Tabla 2. Clasificación general de la biomasa	23
Tabla 3. Clasificación de carbones antracíticos y bituminosos por rango.....	24
Tabla 4. Clasificación de los carbones bituminosos, sub-bituminosos y de lignito por rango	25
Tabla 5. Parámetros usados en el tamizado del cuesco de palma.....	38
Tabla 6. Análisis elemental y próximo del carbón y la biomasa.	39
Tabla 7. Notación de diseño factorial 3^2	43
Tabla 8. Formación de Bloques.....	48
Tabla 9. Rangos de operación de los factores de diseño y respuesta de la variable de salida en el orden de corrida	48
Tabla 10. ANOVA para $V_{ff\ 2-3}$	50
Tabla 11. Supuesto de normalidad	50
Tabla 12. Supuesto de homocedasticidad.....	51
Tabla 13. Supuesto de independencia	51
Tabla 14. Análisis último del Carbón y Biomasa.....	52
Tabla 15. Masa de carbón y biomasa en la mezcla	52
Tabla 16. Parámetros relación 30-70 carbón-biomasa	52
Tabla 17. Parámetros cálculo del dosado relativo	53
Tabla 18. Análisis último y próximo utilizados como referencia para esta parte de la investigación.....	55
Tabla 19. Condiciones para validación del modelo.....	59
Tabla 20. Condiciones de operación de la simulación.	65
Tabla 21. Prueba de normalidad Shapiro-Wilk	69
Tabla 22. Supuesto de homocedasticidad.....	70
Tabla 23. Prueba de independencia de Durbin-Watson	71
Tabla 24. Tabla ANOVA para V_{ff1-5}	71
Tabla 25. Condiciones experimentales y respuesta de variable de salida V_{ff}	72
Tabla 26. Métodos simples Intercambiabilidad de gases	80
Tabla 27. Métodos de índices Múltiples.....	81

Tabla 28. Límites índices AGA*	82
Tabla 29. Índices de Weaver*	82
Tabla 30. Métodos gráficos para intercambiabilidad de gases*	83
Tabla 31. Familia de gases	85
Tabla 32. Parámetros método de Delbourg.	87
Tabla 33. Resumen cálculos intercambiabilidad de gases.....	90
Tabla 34. Resumen cálculos intercambiabilidad de gases para gas natural “Pozo Ballenas”	94
Tabla 35. Resumen cálculos intercambiabilidad de gases para gas natural “Cusiana”	95

AGRADECIMIENTOS

Los resultados aquí obtenidos han sido posibles gracias a la oportunidad que se ha brindado para que muchas personas como yo tengamos acceso a medios de educación de alto nivel por medio de Becas que COLCIENCIAS ha brindado.

De esta manera, expreso mi más profundo agradecimiento al departamento Norte de Santander por su convocatoria para la formación de profesionales en áreas de maestría y doctorado. Así mismo, agradecer muy especialmente a Lesmes Corredor y a Yuhan Lenis sin los cuales no hubiese sido posible estudiar la maestría.

Al profesor Lesme Corredor le doy las gracias por permitirme ser su estudiante, por brindarme su apoyo y conocimiento durante el transcurso de estos dos años.

Quisiera agradecer a mi codirector de tesis Yuhan Lenis quien puso sus conocimientos, experiencia y calidad humana a mi servicio para poder desarrollar el trabajo que aquí expreso. Gracias en especial por su paciencia y sabios consejos.

Gracias a todos los compañeros de la maestría y doctorado en Ingeniería Mecánica de la Universidad del Norte por siempre estar a disposición de ayudarme en los casos que lo requerí, en especial a David Acosta Villamil y Arnaldo A Verdaza.

A mi Madre (Betsa) por su constante lucha por formarnos en el camino del “bien”, a mis hermanos (Angel, Yandy, Fernanda, Carlos), a mi abuela (Mirian) y a mi tía (Martha). A mi familia en general, muchas gracias.

Barranquilla, 28 de septiembre de 2018

CAPÍTULO 1

1.1.INTRODUCCIÓN

El crecimiento acelerado de la población mundial y de su demanda energética han provocado que se consuman excesivamente los recursos naturales del planeta. Es claro que la matriz energética global tiene sus bases fundamentadas en la utilización de combustibles fósiles como principal fuente energética, sin embargo, las consecuencias ambientales derivadas de su utilización son irreversibles. Los combustibles fósiles son los principales causantes de emisiones de gases de efecto invernadero, y, por tanto, el planeta cada día se deteriora más.

Existe una clara dependencia de estos combustibles, sin embargo, su agotamiento inminente ha provocado que cada día se busquen fuentes alternas de energía que sean lo menos contaminantes, a su vez, también es necesario la búsqueda de nuevas tecnologías que permitan hacer uso de algunos recursos fósiles, pero minimizando la incesante cantidad de contaminantes que éstos pueden emitir. Existen diversas tecnologías que permiten que los procesos de conversión de recursos naturales a fuentes de energía utilizables sean menos contaminantes, dado esto, este trabajo se focaliza en una de ellas, la gasificación, la cual permite hacer uso de recursos fósiles y no fósiles para la obtención de gases combustibles que serán utilizados después en aplicaciones acordes a las características de un proceso dado.

De esta manera, la gasificación es un proceso mediante el cual un combustible sólido, puede ser transformado en un gas combustible de baja densidad energética. Este proceso se lleva a cabo mediante la oxidación parcial del material utilizando como agentes gasificantes (AG) aire, oxígeno vapor de agua, o mezclas de estos. El uso de uno u otro AG, depende de las características del reactor y de la necesidad del proceso, además de las propiedades que se esperan obtener del gas producto.

El gas generado se caracteriza por estar compuesto principalmente de H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , N_2 y trazas de otros compuestos, lo que le permite ser utilizado en quemadores, turbinas de gas, calderas, motores de combustión interna, entre otros. Igualmente puede ser usado para la producción de químicos sintéticos como metanol (CH_3OH) y amoníaco (NH_3), este último puede usarse para producir urea (NH_2CONH_2) la cual se usa para fertilizantes de suelos.

Considerando el alto potencial de este proceso para la generación de energía y/o para su uso en sistemas de combustión directa, en el presente trabajo se simulará el proceso de co-gasificación de carbón mineral y biomasa de palma de aceite mediante el software ASPEN PLUS, se esperan predecir las composiciones de gas proveniente de un reactor de lecho fijo equicorriente operando con aire como AG, una vez el proceso alcance el equilibrio termoquímico. Teniendo en cuenta que la presente tesis es financiada con recursos del departamento Norte de Santander, los energéticos utilizados son propios de esta región del país, sin embargo, el alcance de los resultados es aplicable a cualquier otro par de combustibles cuyas propiedades sean similares a las de los empleados en este estudio. Por otro lado, la co-gasificación pretende combinar las características de ambas materias primas para obtener un gas combustible con mejores propiedades que la gasificación individual de

cada una de ellas, Adicionalmente, el uso de biomasa en la mezcla permite reducir el impacto ambiental asociado al uso de carbón como único combustible. Una vez simulado el proceso, se llevará a cabo un trabajo experimental en las instalaciones de la universidad del Norte buscando validar los resultados de la simulación y definir las condiciones que maximicen el desempeño energético del proceso.

El desarrollo de este tipo de trabajos es importante tanto a nivel nacional como internacional, pues busca el aprovechamiento conjunto de dos energéticos de bajo valor comercial para generar un combustible que puede ser utilizado como sustituto parcial del gas natural en la generación de potencia en máquinas térmicas convencionales. Adicionalmente se pretende diversificar la canasta energética con procesos no convencionales de baja contaminación ambiental mientras se contribuye a disminuir la dependencia de un recurso energético para el que se prevé un escenario de eventual desabastecimiento a mediano plazo.

1.2.DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

Antes del siglo XX, la energía utilizada por la población mundial provenía principalmente de la biomasa y de los minerales obtenidos. Posteriormente con el descubrimiento de las reservas de petróleo y las tecnologías de extracción del mismo, este producto reemplazó la biomasa como principal aportante energético, manteniéndose en esta posición hasta la época actual. Sin embargo, estudios recientes han demostrado que la combustión de energéticos de origen fósil son los principales causantes de las emisiones de gases de efecto invernadero y del calentamiento global(La Villetta, Costa, & Massarotti, 2017).

La demanda mundial de energía primaria en el 2013 contabilizó un incremento del 2.3% y se espera que siga aumentando a una media anual del 2% hasta 2020 y 1.2% hasta el año 2035. El 95% de este crecimiento se prevé que provenga de las economías de países no miembros de la Organización para la Cooperación y Desarrollo Económico (OCDE), principalmente China e India; seguido de Estados Unidos. El consumo de la Unión Europea y Japón cayó a los niveles más bajos desde 1995 y 1993 respectivamente. España reporta una reducción del 5 % debido a la desaceleración de su economía(Martínez, 2015).

Se estima que el gas sea el combustible fósil de más rápido crecimiento, contabilizando aumentos anuales promedio de 1.9% para el gas natural, 3.9% para el GNL y 6.99 % para el gas de esquisto; influenciado mayoritariamente por la industria y la generación eléctrica en países no miembros de la OCDE (Agency, 2014).

En Colombia, a lo largo de los últimos 15 años, se ha experimentado un alto crecimiento en la demanda de gas natural por parte de los sectores industrial, doméstico, petroquímico, termoeléctrico, entre otros. Considerando las reservas probadas, se prevé a mediano-largo plazo un escenario de desabastecimiento (García, Cárdenas, & Yáñez, 2010), de hecho, desde 2017 se inició la importación de este hidrocarburo a través de la planta de regasificación de Gas Natural Licuado ubicada en la ciudad de Cartagena (GALINDO, 2017), de esta manera, la oferta de gas natural carece de la flexibilidad necesaria para atender de manera ininterrumpida la totalidad de la demanda incluyendo plantas térmicas generadoras de electricidad. Éstas generalmente operan como sistemas de respaldo, principalmente durante

los “veranos eléctricos” anuales y cuando se tienen restricciones en la red de transmisión (Rey, Iriarte, & Ortiz, 2011). Según cifras de la unidad de planeación minero energética (UPME), las reservas de gas natural en Colombia vienen mostrando registros negativos desde 2013 cuando se presentó una disminución de 9% con respecto al año anterior, para el periodo comprendido entre 2013-2014 las reservas disminuyeron en un 8% (figura 1.) y, según proyecciones para los años 2015 a 2025 las reservas seguirán disminuyendo (UPME, 2016a). Sin embargo, en mayo de 2017 se anunció por parte del presidente de la republica el descubrimiento de la reserva “más grande” de gas natural desde hace 28 años en aguas profundas del mar caribe, aunque esta información no ha sido publicada por agencias especializadas en el tema con el fin de conocer realmente si esa zona puede explorarse y aprovecharse.

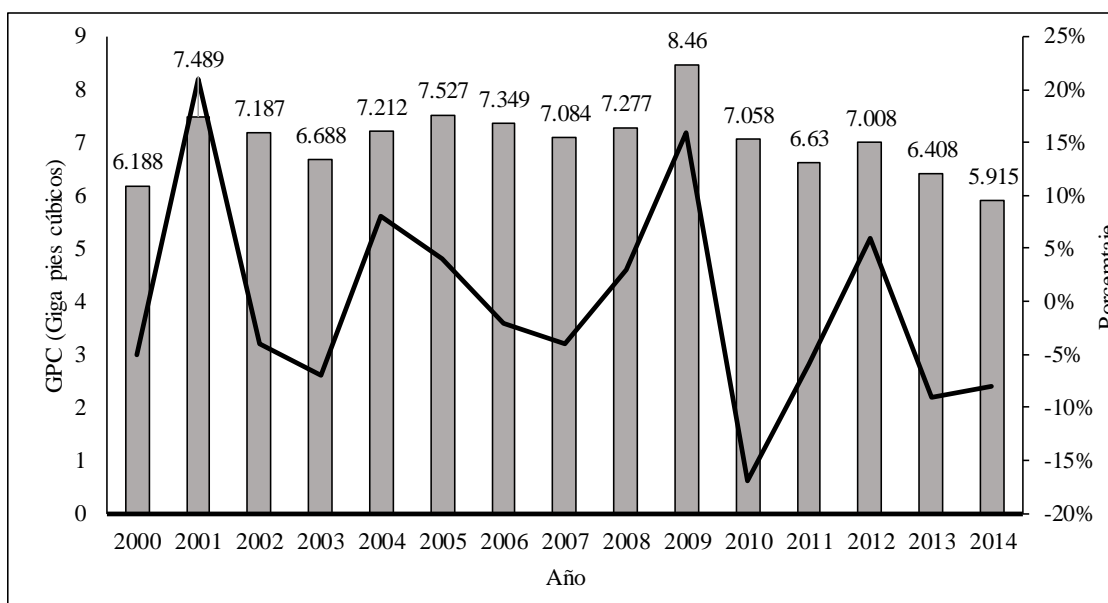


Figura 1. Variación de las reservas de gas natural en Giga Pies Cúbicos (GPC)

Fuente: UPME.

En el caso del departamento Norte de Santander, se poseen pozos de gas natural en explotación en los Municipios de Cúcuta, Toledo, Sardinata y Tibú, denominados campo Oripaya, Gibraltar, Rio Zulia, Cerrito, Cerro Gordo, Sardinata y Tibú (Laguado, 2016), con reservas probadas de 4442.732 miles de pies cúbicos según la Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH), con concentraciones principales en Cerrito, Oripaya y Tibú.

A nivel nacional, el sector termoeléctrico (el de mayor consumo) representó alrededor del 31.5% de la demanda total de gas natural en 2016, seguido por el industrial que alcanzó una participación de 25.6% y las residencias con el 12.7%. La figura 2 muestra el consumo de gas natural por regiones y áreas de utilización(UPME, 2016a). Ahora bien, desde una mirada general, según lo reportado por la UPME, si la oferta de gas natural no es capaz de soportar la demanda, debe optarse por fuentes alternas de energía que permitan suplir la necesidad de suministro energético. Cuando no hay suministro de gas natural, los distintos sectores tienen como respaldo otro tipo de combustibles, ya sean de tipo líquido, sólido o gaseoso, sin

embargo, existen dos problemas importantes cuando esto se presenta, dado que en general el combustible sustituto presenta mayor precio y puede generar mayores emisiones contaminantes. Un caso particular para cubrir el déficit de gas natural puede ser resuelto mediante el uso de carbón en las diferentes industrias, pues éste es un combustible de bajo costo y con muy buenas propiedades energéticas (PCI alrededor de 30MJ/Nm^3), sin embargo, se deben tener cuidados especiales para el aprovechamiento del mismo, dado que, al ser un combustible de origen fósil, tiene asociadas emisiones de gases de efecto invernadero. Adicionalmente, dependiendo de la procedencia del carbón, este puede contener cantidades considerables de azufre, el cual es considerado un precursor de lluvia ácida (MUERZA, 2009), por tanto es importante buscar alternativas de utilización que minimicen sus impactos ambientales.

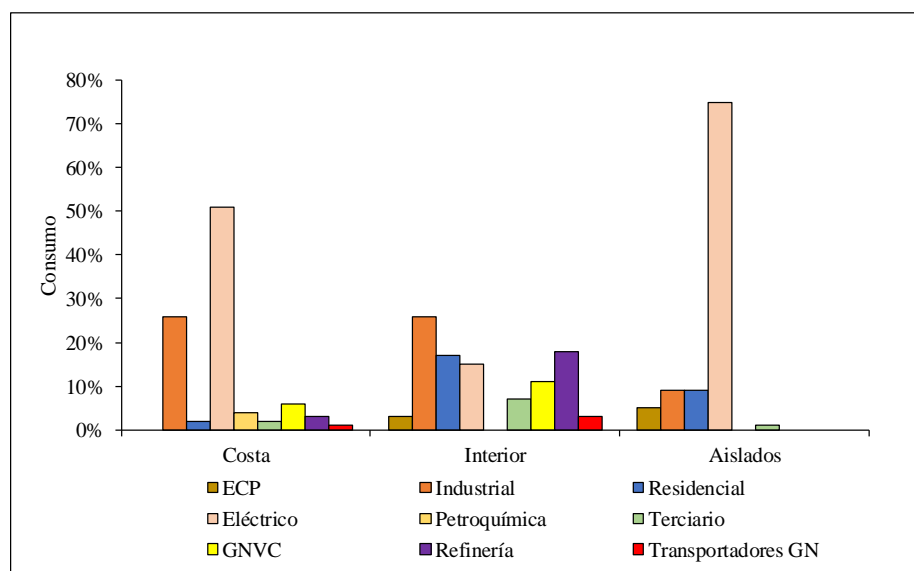


Figura 2. Demandas de gas natural por regiones y áreas de utilización.

Fuente: UPME

El carbón es el único recurso energético no regulado en Colombia, lo que permitan que coexistan dos mercados claramente diferenciados: el internacional y el nacional (UPME, 2016b). Sin embargo, independientemente de los sectores nacional e internacional, el carbón en Colombia varía con respecto a su ubicación regional, en el caso del departamento Norte de Santander el cual será el foco de atención para el desarrollo de esta investigación, se caracteriza por poseer reservas de carbón de bajo a medio rango comparadas con las de otras regiones, por ejemplo este combustible en el departamento presenta una humedad que varía de 2.02 a 8.33%, la cantidad de cenizas es de 5.95 a 18.03% y el contenido de azufre varía de 0.7 a 1.27 %, mientras que al comparar estos datos con el carbón de la Guajira, el cual es una fuente importante de producción de carbón del país, el contenido de humedad en este sector es de 11.94%, las cenizas contenidas representan el 6.94% y por último el porcentaje de azufre es de 0.43% (Ministerio de Minas y Energía, 2012), lo que representa que el carbón de Norte de Santander tiene alrededor de tres veces más contenido de azufre por lo que la combustión directa del mismo es un proceso que genera mayores emisiones de partículas de

azufre, lo que a su vez genera afectaciones importantes sobre el medio ambiente. Dadas las características del carbón del departamento Norte de Santander es necesario buscar otra alternativa de aprovechamiento, pues la combustión directa del mismo causa graves afectaciones ambientales. En este sentido, la gasificación del carbón es una opción que ha tomado relevancia, puesto que al gasificar el carbón de bajo rango (alto contenido de azufre), el azufre queda atrapado en el proceso entre las cenizas y éstas pueden posteriormente ser usadas en la recuperación de suelos (Cheremisinoff & Rezaian, 2005). No obstante, esto no resuelve completamente la emisión de contaminantes como el CO₂ que es inherente tanto a la combustión como a la gasificación.

Las reservas del carbón dado su origen fósil, pueden también llegar a ser escasas en un momento dado, en el caso del departamento Norte de Santander hasta el 2012 se reportaron reservas de carbón de 105.34 millones de toneladas, repartidas en las principales regiones mineras (Catatumbo, Zulia-Chinácota, y Tasajero) (Ministerio de Minas y Energía, 2012). Esta problemática sumada a las emisiones contaminantes incentiva la búsqueda de fuentes renovables de energía. Entre las energías renovables de mayor potencial se encuentra la biomasa, la cual permite procesos de aprovechamiento con carbono neutro. Esta característica, permitiría la reducción de las emisiones contaminantes asociadas al carbón, si se considera el aprovechamiento conjunto de estos dos recursos.

La gasificación es una opción que permite combinar las propiedades de materias primas diferentes para la obtención de un gas combustible de bajo poder calorífico, pero que puede ser usado como energético de las máquinas térmicas convencionales; motores, calderas, quemadores, turbinas, entre otros. Este concepto, se extiende al proceso de co-gasificación biomasa-carbón, el cual es un enfoque prometedor que proporciona beneficios ambientales, económicos, además de disminuir la dependencia del carbón (Yan, Yue, & He, 2016) (Zhang & Zheng, 2016).

Existen distintos tipos de biomasa: residuos municipales, residuos agrícolas, residuos de animales, cultivos energéticos, entre otros. Debido a su potencial energético este estudio, se enfoca en residuos agrícolas, específicamente a los provenientes del sector de la palma de aceite del departamento Norte de Santander (foco de atención), lo que no representa una limitante para el caso de biomasa de otro tipo y de otras regiones. El proceso de beneficio del fruto de palma de aceite en Colombia se presenta como uno de los más importantes generadores de biomasa por hectárea cultivada en comparación con otros cultivos oleaginosos y bioenergéticos. Los principales residuos generados en planta son: racimos vacíos, fibra, cuesco, y efluentes líquidos principalmente (García et al., 2010). Además, este tipo de biomasa pueden obtenerse con precios bajos en comparación con otros energéticos, esto ha provocado que los investigadores focalicen sus esfuerzos en la conversión de este energético mediante tecnologías como: quema directa, gasificación, fermentación, pirolisis, licuefacción entre otros.

En este sentido, el sector de la palma de aceite en el departamento Norte de Santander cuenta con plantas de procesamiento ubicadas principalmente en las zonas de Tibú, La Esperanza, Sardinata, el Zulia y Cúcuta (Seeboldt & Abdala, 2010), de esta manera, los residuos (cuesco,

fibra y raquis) generados en el proceso son considerados como desechos con poco valor comercial, por tal razón esta investigación se centra en utilizar estos energéticos que junto con el carbón mineral y mediante el proceso de gasificación, permita obtener un gas combustible con condiciones adecuadas que pueda ser sustituto parcial del gas natural, que, como se mencionó anteriormente no ofrece un servicio de confiabilidad a los sectores que lo utilizan.

Resumiendo, el uso de recursos energéticos (Carbón-Biomasa) en el proceso de gasificación permite observar y analizar las ventajas o no de la utilización de estas dos materias primas. Por otro lado, el utilizar recursos que son considerados residuos (biomasa de palma de aceite) ayuda a valorizar energéticamente a los mismos, permitiendo a su vez la sustitución de las tecnologías, que en la actualidad se basan principalmente en la combustión de energéticos de origen fósil.

1.2.1. Pregunta de Investigación

La gasificación de biomasa es un proceso importante dado el carácter renovable y la disponibilidad descentralizada del combustible durante casi todas las épocas del año (Martínez, 2015). Cuando esta tecnología se implementa haciendo uso de biomasa junto con carbón mineral, se obtiene un gas producto que combina las bondades de estos recursos y que además contribuye con la mitigación del daño ambiental asociado al uso individual de carbón. Sin embargo, al igual que cualquier tecnología que incluya combustibles de origen fósil, se generan contaminantes que afectan el medioambiente dado las composiciones de la materia prima, por tanto, es necesario buscar un punto óptimo en el cual el proceso no genere mayores afectaciones pero que además pueda obtenerse un gas de poder calorífico que sea compatible con las máquinas térmicas convencionales. En este sentido, este proyecto busca responder a las siguientes preguntas, ¿Cuál debe ser la relación carbón-biomasa para que las emisiones de CO₂ debidas al uso del carbón no superen las emisiones asociadas al uso del gas natural para la misma potencia térmica?, ¿Qué relación carbón-biomasa proporciona la mayor densidad energética del gas sin causar un deterioro ambiental superior al causado con gas natural para un nivel de potencia específico? Con respecto al uso industrial del gas producido mediante co-gasificación ¿Cuál sería el rango de potencias en las que se podría implementar y en qué condiciones técnicas, energéticas, económicas y ambientales sería viable su implementación?

1.3.OBJETIVOS

1.3.1. Objetivo General

Evaluar mediante aproximaciones teórico-experimentales el proceso de co-gasificación en lecho fijo equicorriente, utilizando carbón mineral mezclado con cuesco de palma y utilizando aire como agente gasificante.

1.3.2. Objetivos específicos.

- Desarrollar y validar una simulación en equilibrio químico que permita evaluar el comportamiento de la co-gasificación biomasa residual de palma de aceite-carbón mineral utilizando aire y mezclas aire-vapor de agua como agentes gasificantes.
- Evaluar vía modelado, el desempeño del proceso de co-gasificación utilizando aire y mezclas aire vapor de agua como agentes gasificantes buscando las condiciones que maximizan la densidad energética del gas producido.
- Evaluar experimentalmente el desempeño del proceso de co-gasificación de carbón mineral mezclado con biomasa residual de palma de aceite en lecho fijo equicorriente, utilizando aire como agente gasificante.
- Determinar los porcentajes de mezcla de gas de gasificación y gas natural que pueden utilizarse en quemadores industriales sin necesidad de realizar modificaciones en los equipos de combustión.

1.4.JUSTIFICACIÓN

El presente proyecto intenta aportar al entendimiento del proceso de gasificación en lecho fijo equicorriente cuando se utilizan carbón mineral y biomasa de palma de aceite como combustibles. Se analizará el efecto en la densidad energética del gas cuando se mezclan estas materias primas en proporciones que son determinadas cuidando de no generar altos índices de emisiones contaminantes. El proceso se desarrollará utilizando aire como agente gasificante.

Se espera dar valor agregado a los recursos del departamento, a la vez que se hace uso de residuos agroindustriales provenientes del sector de la palma de aceite, los cuales aún en su gran mayoría son desechados o tienen poco valor comercial, sumado a esto, se hace uso del carbón mineral del departamento Norte de Santander, los cuales según estudios de la UPME son utilizados principalmente en procesos de combustión directa. Dado esto, el proyecto pretende incentivar la utilización de tecnologías de transformación de combustibles diferentes a las tradicionales que desde un punto de vista energético pueden llegar a ser más eficientes, y, causar un menor impacto ambiental.

De esta manera, mediante el trabajo desarrollado en esta investigación se pretende revelar las posibles ventajas que podrían obtenerse cuando se gasifica conjuntamente carbón y biomasa. Los gases obtenidos en el proceso serán evaluados desde el ámbito de la intercambiabilidad de gases, es decir, se determinará las proporciones en las que los productos obtenidos pueden ser utilizados en quemadores industriales sin hacer modificaciones a la maquinaria existente. Esto trae consigo dos ventajas importantes, la primera está relacionada con una disminución en el uso del gas natural que se utiliza comúnmente en procesos industriales, y la segunda se encuentra enmarcada con posibles incentivos económicos que el “Gobierno Nacional” podría dar a las empresas que hagan uso de combustibles renovables dentro de sus procesos.

1.5.MARCO TEÓRICO

1.5.1. Gasificación

La gasificación es el proceso termoquímico por el cual un sustrato carbonoso se transforma mediante una oxidación parcial en un gas combustible que contiene, entre otros compuestos, H_2 , CO , CH_4 , CO_2 , y N_2 . El gas obtenido permite su uso en las diversas máquinas de combustión actuales, entre las que se destacan motores de combustión interna, turbinas para producción de electricidad, calderas, combustores, entre otros. También puede usarse para la síntesis de productos de mayor valor añadido, como alcoholes, o hidrocarburos con características similares del diésel, la gasolina o ceras, mediante la síntesis Fischer-Tropsch (Sáinz, 2013).

1.5.2. Zonas del proceso de gasificación

Las zonas del proceso de gasificación se determinan mediante las reacciones que el material a gasificar experimenta al entrar en contacto con el oxidante y con el calor liberado en la oxidación. Dado que, la gasificación es una combustión incompleta, que procede mediante una serie de etapas, éstas pueden considerarse como:

1.5.2.1.Zona de secado

La temperatura típica en la zona de secado esta entre 100 y 200°C. La conversión toma lugar debido a la transferencia de calor entre los gases calientes de la zona de oxidación. La cantidad de humedad liberada es igual al vapor de agua formado, éste puede ser expresado como:

$$m_{H_2O_{(l)}} = m_{H_2O_{(g)}} \quad \text{Ecu. 1}$$

Donde $m_{H_2O_{(l)}}$ la masa de humedad en la biomasa y $m_{H_2O_{(g)}}$ es la masa de vapor de agua producido. Un alto contenido de humedad requiere mayor calor para la etapa de secado, de esta manera, si se tiene un kilogramo de humedad en la biomasa se necesitarían 2260 kJ de calor adicional para evaporar el agua(Susastriawan & Saptoadi, 2017).

Debido a que la energía requerida por el secado es proporcional al contenido de humedad del combustible, esta debe ser tan baja como sea posible. Experimentalmente se ha determinado que los mayores contenidos de humedad admitidos por el proceso están entre 25-30%, para humedades mayores se han reportado dificultades en el encendido y extinción de la llama si el proceso ya ha iniciado.

1.5.2.2.Zona de pirólisis

También llamada de desvolatilización, es el proceso que toma lugar cuando la biomasa alcanza una temperatura entre 160 y 450°C y que es responsable por la descomposición térmica de la materia en ausencia de oxígeno para producir volátiles, carbonizado y vapores condensables de alto y medio peso molecular denominados alquitranes. De esta manera, los

volátiles y alquitranes pasan a fase gaseosa y el carbón se mantiene en fase sólida. Las reacciones que ocurren en esta etapa son endotérmicas (Martínez, 2015).

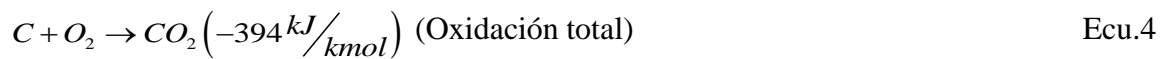
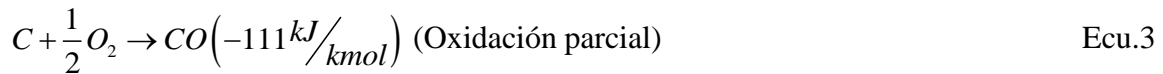
La pirolisis de un material puede ser representada como:



Donde $C_n H_m O_p N_x S_z$ representa la molécula del material a gasificar, la cual puede ser formada mediante los resultados arrojados a partir del análisis último y próximo.

1.5.2.3. Etapa de oxidación

El calor liberado durante la oxidación es usado para el secado, la pirolisis y otras reacciones endotérmicas durante la reducción. La temperatura de oxidación se encuentra entre 800 y 1500°C, la oxidación parcial de CHAR (carbonizado), produce CO y calor, mientras que la oxidación total produce CO₂ y más calor. La cantidad de calor liberado durante la oxidación total es tres veces mayor que durante la oxidación parcial. Se liberan 111 kJ/kmol durante la oxidación parcial y 394 kJ/kmol en la total. (Susastriawan & Saptoadi, 2017). Las reacciones que ocurren en esta zona son:

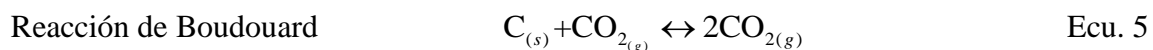


1.5.2.4. Etapa de reducción

Cuando el oxígeno aportado al lecho no sea el suficiente para producir combustión completa, la última fase pasa a ser un proceso de reducción del dióxido de carbono y agua para formar monóxido de carbono e hidrógeno; también aparecen otras reacciones más complejas como la formación de metano a partir de agua y carbón. Todas estas reacciones son endotérmicas sólido-gas o gas-gas y consumen la energía térmica producida en los procesos donde ha reaccionado el oxígeno (Martínez, 2015). Durante la reducción se pueden distinguir los siguientes procesos:

- Carbón reacciona con CO₂ para producir CO
- Carbón reacciona con H₂ para producir CH₄
- Carbón reacciona con H₂O para producir CO y H₂
- CH₄ reacciona con H₂O para producir CO y H₂
- Alquitrán reacciona con H₂O para producir CO y H₂

Las principales reacciones que ocurren durante este proceso son:



Reacción de metanización	$C_{(s)} + 2H_{2(g)} \leftrightarrow CH_{4(g)}$	Ecu. 6
Gasificación de vapor	$C_{(s)} + H_2O_{(g)} \leftrightarrow CO_{(g)} + H_{2(g)}$	Ecu. 7
Agua-Gas shift	$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \leftrightarrow CO_{2(g)} + H_{2(g)}$	Ecu. 8
Reformado de metano con vapor	$CH_{4(g)} + H_2O_{(g)} \rightarrow CO_{(g)} + 3H_{2(g)}$	Ecu. 9
Formación de H_2S	$H_{2(g)} + S_{(s)} \rightarrow H_2S_{(g)}$	Ecu. 10
Formación de NH_3	$0.5N_{2(g)} + 1.5H_{2(g)} \rightarrow NH_{3(g)}$	Ecu. 11
Formación de HCl	$Cl_{2(g)} + H_{2(g)} \rightarrow 2HCl_{(g)}$	Ecu. 12

1.5.3. Material de gasificación

Este trabajo aborda dos materias primas: carbón mineral y biomasa, a continuación, se hace una breve descripción de las propiedades de cada una. La figura 3 muestra un esquema general para las rutas de conversión de las materias primas a tratar en este trabajo.

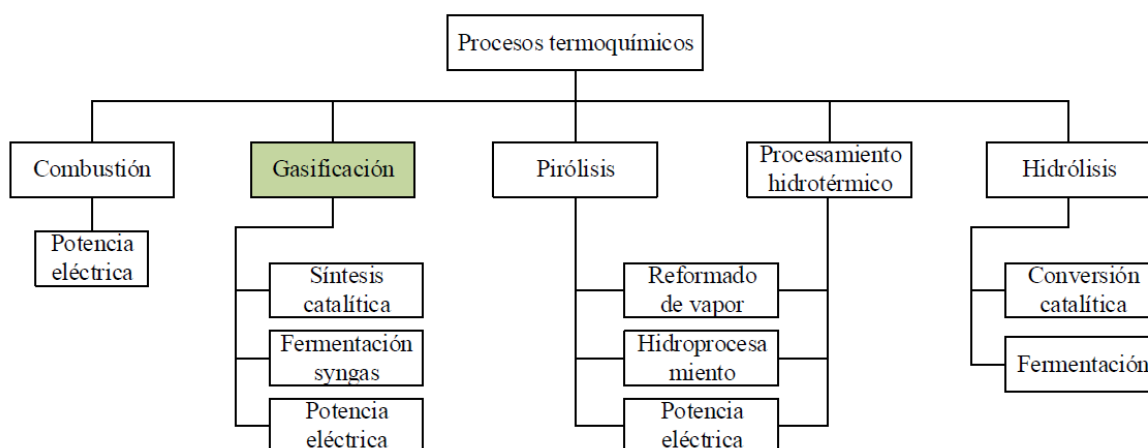


Figura 3. Procesos de conversión de biomasa y carbón mineral

Fuente: Adaptado de (Brown, 2011)

1.5.3.1. Biomasa

La biomasa es una sustancia orgánica de carácter renovable de origen animal o vegetal, que debe su poder energético al sol. Las células vegetales utilizan la radiación solar para formar sustancias orgánicas a partir de sustancias simples y del CO_2 presente en el aire. Por otro lado, el reino animal incorpora, transforma y modifica dicha energía. De esta manera, en la transformación de la materia orgánica, se generan subproductos que tienen poco valor en la cadena nutritiva o simplemente no sirven para la fabricación de productos de mercado, aunque pueden utilizarse como combustibles en diferentes procesos de transformación energética (Ángel, 2005).

En el caso de la biomasa vegetal, la fotosíntesis y la respiración de la planta resulta en la producción de diversas matrices estructurales y no estructurales de carbohidratos y otros compuestos que incluyen celulosa, hemicelulosa, lignina, lípidos, proteínas, azúcares simples, almidones, hidrocarburos y cenizas, además de una gran cantidad de humedad. (Brown, 2011).

Características de la biomasa

Dada su estructura de carbohidratos, la biomasa contiene un alto contenido de oxígeno en comparación con los combustibles fósiles. Típicamente, entre el 30 y el 40% en peso, de la materia seca en la biomasa es oxígeno. El constituyente principal de la biomasa es el carbono, el cual representa entre el 30 y el 60% de la materia seca en función del contenido de cenizas. El hidrógeno puede encontrarse en cantidades del 5 al 6%, nitrógeno, azufre y cloro pueden también encontrarse en cantidades menores al 1%. Estos son importantes en la formación de criterios en emisiones de contaminantes atmosféricos peligrosos y en otras consideraciones de diseño y operación, incluida la selección de materiales (Brown, 2011).

Contenido de humedad de la biomasa

El contenido de humedad de la biomasa es la cantidad de agua en el material, expresado como un porcentaje en peso del mismo. Este porcentaje puede estar dado en base húmeda, base seca o en base seca libre de cenizas.

Dado que las propiedades de la biomasa se ven afectadas por el contenido de humedad de la misma, la base sobre la cual se expresa el contenido de humedad es importante, de esta manera, la humedad de la biomasa puede determinarse en base húmeda, en base seca o en base seca libre de cenizas (Quaak, Knoef, & Stassen, n.d.).

Contenido de cenizas de la biomasa

La ceniza es una parte integral de la estructura de la biomasa, representa entre el 0.5% (porcentaje en peso) para madera, entre 5 y 10% para materiales provenientes de algunos cultivos, y alrededor de 30 al 40% para cáscara de arroz (Quaak et al., n.d.). El contenido total de cenizas, y la composición de la misma son parámetros importantes pues para ciertos rangos de temperatura, la ceniza puede fundirse y esto puede ser beneficioso o no, acorde al proceso que se esté realizando, inclusive, puede llegar a tener efectos catalíticos en procesos de transformación de material a combustibles.

Contenido de materia volátil de la biomasa

Hace referencia a los vapores condensables y no condensables de la biomasa que son liberados cuando se calienta entre 500 y 600°C, durante este proceso, la biomasa se descompone en gases volátiles y CHAR (carbonizado) sólido. Generalmente la biomasa tiene un alto contenido de volátiles (aproximadamente 80%) en comparación con el carbón mineral (20%). (Quaak et al., n.d.). La cantidad de volátiles liberados depende de la velocidad de calentamiento y la temperatura a la que se calienta. (Basu, 2010).

Composición elemental de la biomasa

La biomasa se compone mayormente por carbono, oxígeno e hidrogeno, también contiene algunos porcentajes de nitrógeno y azufre, esta composición es proporcionada mediante un análisis último (análisis de laboratorio). La tabla 1 resume las composiciones típicas que pueden encontrarse para algunas biomásas.

Tabla 1. Composición elemental típica de biomásas.

Elemento	Símbolo	Porcentaje en peso
Carbono	C	44-51
Hidrógeno	H	5.5-6,7
Oxígeno	O	41-50
Nitrógeno	N	0.12-0.60
Sulfuro	S	0.0-0.2

Fuente: tomado de(Quaak et al., n.d.)

Poder calorífico de la biomasa

El contenido de energía o poder calorífico de la biomasa, se define como el calor liberado cuando la biomasa es sometida a combustión bajo condiciones específicas. Para poder medir este valor, la reacción se lleva a cabo a presión constante o a volumen constante (Brown, 2011). El poder calorífico puede ser superior (PCS) o inferior (PCI).

Dado que la biomasa contiene humedad, ésta es liberada como vapor cuando el material es sometido a calentamiento, esto implica que algo de calor del proceso es necesario para poder llevar a cabo la evaporación del agua. La figura 4 muestra la variación del poder calorífico con el aumento del porcentaje de humedad de la biomasa.

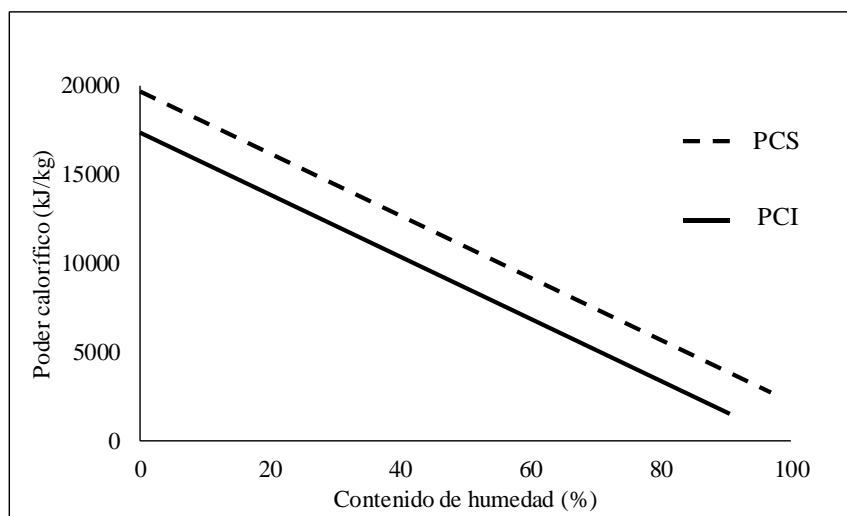


Figura 4. Variación del poder calorífico con el contenido de humedad de la biomasa.

Fuente: adaptado de (Quaak et al., n.d.)

Densidad aparente

Se define como la relación entre la masa y el volumen ocupado por un material granulométrico. La estimación de la densidad se realiza llenando un recipiente de volumen conocido, para posteriormente pesarlo. Esta medición considera los espacios o vacíos que quedan entre partículas. Combustibles con alta densidad aparente favorecen la relación de energía por unidad de volumen (Martínez, 2015).

Tamaño de partícula de biomasa

Es un parámetro que depende de la geometría del material a utilizar, así mismo, determina los pretratamientos que deben hacerse a la biomasa antes de realizar algún proceso. Igualmente, este parámetro está estrechamente relacionado con el tipo de gasificador que debe utilizarse, en el caso de procesos de gasificación.

Tipos y fuentes de biomasa

Muchos residuos agroindustriales pueden ser considerados como combustibles (Quaak et al., n.d.) Dentro de estos residuos pueden mencionarse: paja de granos, cáscara de arroz, cáscara de coco, cáscara de café, residuos de maíz, bagazo de caña de azúcar, cuesco-fibra y raquis de palma de aceite, entre otros. Al usar esta biomasa residual como combustible puede en parte mitigar el impacto ambiental, además que, evita el problema asociado a la acumulación de residuos sin utilizar, lo cual puede ser un problema de espacio ocupado en una industria dada.

Por otro lado, el cultivo de biomasa para uso exclusivo como combustible (cultivos energéticos) puede crear nuevas oportunidades en el sector agrícola, especialmente en países que experimentan una sobre producción de sus cultivos (Quaak et al., n.d.). La tabla 2 muestra una clasificación general de la biomasa.

Tabla 2. Clasificación general de la biomasa

Biomasa		
Virgen	Biomasa terrestre	Biomasa forestal
		Hierba
		Cultivos energéticos
	Biomasa acuática	Algas
		Plantas de agua
Residuos	Residuos municipales	Residuos sólidos municipales
		Biosólidos, aguas residuales
		Gas de vertedero
	Residuos sólidos agrícolas	Estiércol
		Residuos de cultivos agrícolas
	Residuos forestales	Cortezas y hojas residuales
	Residuos industriales	Residuos de madera, aserrín
	Aceite residuos o grasa	

Fuente: tomado de (Basu, 2010)

1.5.3.2. Carbón mineral

El carbón es una roca sedimentaria orgánica, se forma a partir de la descomposición de materia orgánica vegetal y la acción de bacterias anaeróbicas, depositados principalmente en zonas pantanosas, lagunares de poca profundidad. Esta materia sufre transformaciones físicas y químicas, que, con el transcurso del tiempo, forman al carbón (Coordinación General de Minería, 2014).

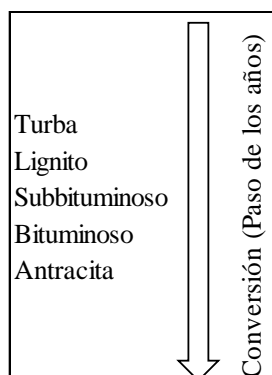


Figura 5. Conversión del carbón con el paso del tiempo

Fuente: adaptado de (Bell, Towler, & Fan, n.d.).

El carbón es usado principalmente como combustible debido a su calor de combustión, el cual es representado mediante el poder calorífico superior. No obstante, el carbón es un medio poroso, en el cual puede almacenarse cantidades sustanciales de agua a pesar de que el material parece estar seco (Bell et al., n.d.).

Rango del carbón

El rango del carbón aumenta de lignito a antracita, este parámetro es útil en el mercado, porque es una manera rápida y conveniente de describir el carbón. La tabla 3 y 4 muestra una descripción detallada de los rangos de carbón acorde a la norma ASTM 388-05.

Tabla 3. Clasificación de carbones antracíticos y bituminosos por rango

Rango	Límites de carbono fijo (base libre de materia mineral seca) %		Límites de material volátil (base libre de materia mineral seca) %	
	Igual o mayor que	Menor que	Mayor que	Igual o menor que
Meta-antracita	98	N/A	N/A	2
Antracita	92	98	2	8
Semi-antracita	86	92	8	14
Carbón bituminoso bajo en volátiles	78	86	14	22
Carbón bituminoso medio en volátiles	69	78	22	31
Carbón bituminoso alto en volátiles	N/A	69	31	N/A

Fuente: tomado de (Bell et al., n.d.).

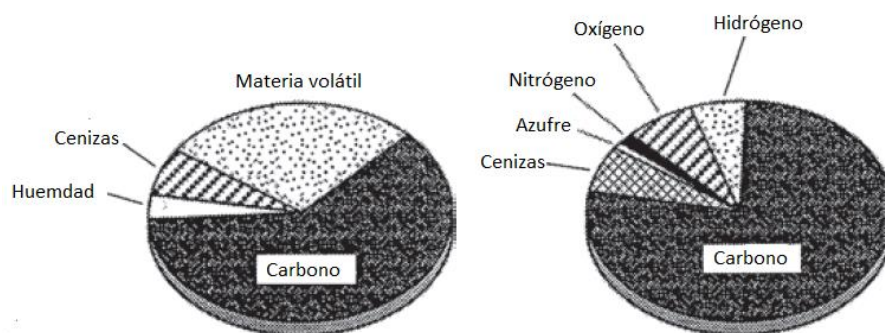
Tabla 4. Clasificación de los carbones bituminosos, sub-bituminosos y de lignito por rango

Rango	Límites del poder calorífico (base húmeda, libre de materia mineral)			
	Btu/lb		MJ/kg	
	Igual o mayor que	Menor que	Igual o mayor que	Menor que
Carbón bituminoso tipo A- alto en volátiles	14000	N/A	32.577	N/A
Carbón bituminoso tipo B- alto en volátiles	13000	14000	30.232	32.577
Carbón bituminoso tipo C- alto en volátiles	11500	13000	26.743	30.232
Carbón sub-bituminoso tipo A	10500	11500	24.418	26.743
Carbón sub-bituminoso tipo B	9500	10500	22.09	24.418
Carbón sub-bituminoso tipo C	8300	9500	19.30	22.09
Lignito A	6300	8300	14.65	19.30
Lignito B	N/A	6300	N/A	14.65

Fuente: tomado de (Bell et al., n.d.).

Características del carbón

El carbón se compone principalmente de carbono (C) con cantidades variables de hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y azufre y también puede contener materia mineral y gases como parte de la matriz de carbón. El análisis próximo y último permiten determinar la composición elemental del material, así como el contenido de volátiles, humedad, entre otras características. La figura 6 muestra un esquema de los resultados que arrojan este tipo de análisis.

**Figura 6.** Análisis próximo (Izquierda) y análisis último (Derecha)

Fuente: adaptado de (Speight, 2013)

Contenido de humedad del carbón

La humedad es una propiedad importante del carbón, ya que todos los carbones se extraen con cierto porcentaje de ésta debido a las condiciones de extracción. La humedad puede presentarse de cuatro formas: Superficial, higroscópica, de descomposición y mineral (Speight, 2013).

Contenido de cenizas del carbón

La ceniza es una mezcla compleja de minerales. Las temperaturas de fusión de la ceniza de carbón imponen límites de temperatura para la gasificación del carbón y para otros procesos. Muchas cenizas son alcalinas, a su vez, existe la posibilidad de que metales pesados tóxicos formen escoria (Bell et al., n.d.).

Se compone principalmente de compuestos de sílice, aluminio, hierro, calcio, magnesio, y otros. La ceniza puede variar considerablemente de la materia mineral presente en el carbón (como arcilla, cuarzo, piritas y yeso) antes de quemarse.

Contenido de materia volátil del carbón

La materia volátil en el carbón se refiere a los componentes del carbón, a excepción de la humedad, que se liberan a alta temperatura en ausencia de oxígeno. La materia volátil obtenida durante pirólisis del carbón consiste principalmente en gases combustibles como hidrógeno, monóxido de carbono, metano, otros hidrocarburos, alquitrán, así como como dióxido de carbono y vapor de agua.

La composición de la materia volátil del carbón es diferente para los distintos rangos de carbón y, la proporción de gases incombustibles aumenta a medida que el rango de carbón disminuye (Speight, 2013).

Carbono fijo

El contenido de carbono fijo (más correctamente, la producción de carbono o la producción de residuos carbonosos) del carbón, es el carbono encontrado en el material que queda después de que los materiales volátiles son expulsados. Este valor difiere del contenido de carbono final del carbón porque parte de éste se pierde en hidrocarburos con los volátiles. El valor de carbono fijo se determina restando de 100 la suma resultante de humedad, materia volátil y ceniza con todos los porcentajes bajo la misma base referencial (Speight, 2013).

Contenido elemental del carbón mineral

El carbono y el hidrógeno, respectivamente, representan el 70%-95% y el 26% de la sustancia orgánica de carbón, estos elementos son los más importantes en este material, por su parte, el nitrógeno se encuentra en menor proporción al igual que el azufre, y trazas de otros elementos (Cl). La cantidad de oxígeno presente en el carbón puede ser determinado por la resta a 100 de los porcentajes de los otros elementos (Speight, 2013).

Poder calorífico del carbón

El poder calorífico del carbón es una indicación directa del contenido de energía (valor energético) del carbón y esta propiedad en particular se considera uno de los medios más

importantes por los cuales el carbón puede ser evaluado, este parámetro puede ser representado mediante el PCS o el PCI (Speight, 2013).

1.5.4. Parámetros del proceso de gasificación

1.5.4.1. Agente oxidante

El proceso de gasificación puede llevarse a cabo mediante diversos tipos de oxidantes, entre los cuales pueden mencionarse: aire, oxígeno, vapor de agua y mezclas entre ellos. El agente oxidante es aquel que suministra el oxígeno necesario para que el proceso de gasificación pueda desarrollarse adecuadamente. Para el caso de oxidación con aire, el contenido de nitrógeno del mismo resta energía al proceso, sin embargo, es el agente económicamente más viable por encontrarse en gran cantidad. Por otro lado, la gasificación con oxígeno es un proceso más limpio, aumenta las concentraciones de CO del gas producto y a su vez el poder calorífico inferior del mismo, sin embargo, es un proceso costoso, dado que se hace necesario una unidad separadora del nitrógeno y otros gases presentes en el aire, este agente es usado en grandes instalaciones que usan el gas obtenido para la síntesis de productos con un mayor valor agregado. Por último, la gasificación con vapor de agua aumenta el contenido de hidrógeno del gas producto, sin embargo, es necesario suministrar calor desde una fuente externa para que puedan llevarse a cabo las reacciones que ocurren en el proceso de gasificación, aunque si se utilizan mezclas de agentes oxidantes, por ejemplo, aire y vapor de agua, el proceso puede en cierta medida ser auto térmico, es decir que no es necesario suministrar calor desde una fuente externa, permitiendo así que el gas producto contenga un mayor porcentaje de hidrógeno.

1.5.4.2. Relación de equivalencia (ER)

Dado que la gasificación es un proceso de combustión parcial o con defecto de oxígeno, se hace necesario conocer la relación entre la cantidad de aire (para el caso de gasificación con este agente) y combustible real (ecuación 14) y teórico (ecuación 15) del proceso, con el fin de determinar en qué zona (combustión o gasificación) se encuentra el mismo. Es decir:

$$ER = \frac{AC_{real}}{AC_{teórica}} \quad \text{Ecu.13}$$

Donde:

$$AC_{real} = \left(\frac{m_{aire}}{m_{combustible}} \right)_{real} \quad \text{Ecu.14}$$

$$AC_{teórico} = \left(\frac{m_{aire}}{m_{combustible}} \right)_{teórico} \quad \text{Ecu.15}$$

1.5.4.3. Dosado relativo

Algunos autores trabajan o definen el dosado relativo, el cual hace referencia al inverso de la relación de equivalencia, este puede expresarse mediante la siguiente ecuación:

$$F_{rg} = \frac{1}{ER} = \frac{\frac{1}{AC_{real}}}{\frac{1}{AC_{teórico}}} \quad \text{Ecu.16}$$

1.5.4.4. Velocidad de frente de llama V_{ff}

La velocidad de frente de llama se define como la rapidez con que avanza el proceso (velocidad de desplazamiento de las etapas de secado, desvolatilización, oxidación y reducción) al interior del reactor. La velocidad de frente llama depende del flujo del agente gasificante y de las propiedades del material a gasificar. De esta manera, la velocidad con que se introduce el agente oxidante y la velocidad de frente de llama son los base para calcular los parámetros de rendimiento de la gasificación en reactores de lecho fijo (Lenis, Agudelo, & Pérez, 2013).

$$V_{ff} = \frac{\Delta X}{\Delta t} \quad \text{Ecu.17}$$

Donde ΔX corresponde a la distancia entre dos termopares, y Δt corresponde al cambio del tiempo en el que se alcanza una temperatura de 400°C entre los termopares seleccionados.

1.5.4.5. Poder calorífico del gas producto

Este parámetro puede estimarse como la suma de los aportes energéticos de cada gas combustible (CO, H₂, CH₄), es decir:

$$PCI_{(gas)} = (30 * n_{CO} + 25.7 * n_{H_2} + 85.4 * n_{CH_4}) * 4.2 \quad \text{Ecu.18}$$

Donde n corresponde a la fracción molar de cada componente.

1.6. ESTADO DEL ARTE

El objetivo general del presente proyecto es evaluar mediante aproximaciones teórico-experimentales el proceso de co-gasificación en lecho fijo equicorriente, utilizando carbón mezclado con cuesco de palma con aire como agente gasificante, por tanto se mostrará una revisión de los principales trabajos desarrollados en este ámbito, también se abordarán los trabajos que se consideran importantes para la ejecución de éste, y a su vez, una descripción de las tecnologías de gasificación para biomasa y carbón mineral.

Khadse et al. (Khadse, Parulekar, Aghalayam, & Ganesh, n.d.) desarrollaron un modelo para la predicción del gas de síntesis del proceso de gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo de corriente ascendente mediante el equilibrio termodinámico. La biomasa representada como CH_xO_y, reacciona con vapor de agua y aire para obtener un gas cuya composición presenta CO, CO₂, H₂ y CH₄. Las ecuaciones del modelo contienen cuatro balances atómicos (C, O, H y N) y las relaciones entre las ecuaciones son resueltas usando MATLAB. Este modelo compara la concentración del gas obtenido para cuatro tipos de biomasa provenientes de la india. Un modelo similar desarrollado por Melgar et al (Melgar, Pe, Laget, & Horillo, 2007) en un reactor de lecho fijo de corriente descendente, permitió predecir el comportamiento del proceso al variar el tipo de biomasa, su contenido de humedad y la relación combustible/aire. El modelo suponía equilibrio termoquímico y fue validado con

datos experimentales. Por otra parte, Mendiburu et al. (Mendiburu, Carvalho, Zanzi, Coronado, & Silveira, 2014) desarrollaron cuatro modelos en equilibrio termoquímico basado en correlaciones empíricas usando datos experimentales publicados en la literatura científica, los autores validan su trabajo con los datos publicados por Jayah et al. (Jayah, Aye, Fuller, & Stewart, 2003).

Dentro del ámbito del modelado del proceso de gasificación pero usando software comerciales, Paviet et al. (Paviet, Chazarenc, & Tazerout, 2009) desarrollaron un modelo en el equilibrio termoquímico de la gasificación de biomasa en un reactor de corriente descendente utilizando el software ASPEN PLUS. El modelo fue desarrollado y validado inicialmente usando datos existentes de un gasificador de corriente descendente (DDG por sus siglas en inglés). El trabajo asume que los reactivos alcanzan el equilibrio químico. Las simulaciones permitieron predecir la composición del gas en la zona de pirolisis y la composición final del mismo, el modelo fue adaptado a las condiciones operacionales de un gasificador de la Technical University of Denmark (DTU). En su modelo, los autores asumen que el proceso alcanza el estado de equilibrio en condiciones adiabáticas, los productos del proceso están compuestos principalmente de H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , y H_2O , se ignora la presencia de alquitranes en el gas producto, trabajos similares para modelado del proceso gasificación en lecho fijo equicorriente usando Aspen plus, han sido desarrollado por diversos autores (Kuo, Wu, & Chen, 2014)(Huang & Ramaswamy, 2009)(Begum, Rasul, Akbar, & Ramzan, 2013)(He, Feng, Chu, Li, & Liu, 2014)(Chen, Jin, Yan, & Chi, 2013)(Begum, Rasul, & Akbar, 2014)(Gagliano, Nocera, Bruno, & Cardillo, 2017)(Deng et al., 2017), estos trabajos tienen en común los principales bloques de trabajo de Aspen plus, formados esencialmente por los Reactores: Ryield (encargado de la descomposición de la materia prima utilizada) y un RGibbs (encargado de simular la oxidación del proceso), los modelos predicen la composición del gas obtenido cuando el proceso alcanza el equilibrio químico mediante la minimización de la energía libre de Gibbs, por otro lado se diferencian en los tipos de agente gasificante utilizados, dado que algunos trabajan sólo con aire o con vapor, otros mezclan ambos agentes. Alembath (Alembath, 2016) desarrolló un modelo cinético de la gasificación en un reactor de corriente descendente, el autor simuló las zonas de Secado, Pirolisis, Combustión y Gasificación de manera independiente. Para las zonas de Secado y Pirolisis utilizó un reactor Ryield y un Rcstr (especificando las reacciones que ocurren en cada zona), dos reactores Rcstr fueron usados para simular las zonas de combustión y gasificación respectivamente. En este tipo de reactores se especifican las reacciones que ocurren en cada etapa. El autor varía la relación aire/combustible y la temperatura de gasificación para ver su influencia sobre la composición del gas obtenido (CO , H_2 , CO_2 , CH_4 y N_2) y valida sus resultados (obteniendo grandes similitudes) con los datos publicados por (Jayah et al., 2003),(Jarungthammachote & Dutta, 2007),(Altafini, Wander, & Barreto, 2003).

Co-gasificación

En el proceso de estudiar la co-gasificación de biomasa y carbón con aire y vapor como agentes gasificantes, Kumabe et al.(Kumabe, Hanaoka, Fujimoto, Minowa, & Sakanishi, 2007) desarrollaron un trabajo teórico-experimental de la gasificación de estas dos materias primas en un reactor de lecho fijo de corriente descendente. El reactor tenía diámetro interno

de 22mm y longitud de 700mm y fue alimentado con partículas de biomasa y carbón con tamaños entre 0 y 1mm introducidas separadamente, pero al mismo tiempo. El suministro de aire y vapor como agentes gasificantes en el proceso llevaron a proporcionar externamente calor al reactor mediante un horno eléctrico. Los autores modelaron el sistema mediante el software comercial Outokumpu HSC Chemistry 5.11, el cual establece el equilibrio termoquímico del proceso. Fueron encontradas discrepancias en el trabajo experimental y teórico por lo que no pudo validarse el sistema, sin embargo, en el desarrollo experimental notaron que la conversión de gas incrementó con la tasa de suministro de biomasa mientras que la generación de CHAR(carbonizado) y alquitrán disminuyeron, mientras el H₂ disminuyó, el CO₂ aumentó. El CO fue independiente de las variaciones, tal como fue reportado por (Sofia et al., 2013) pero en gasificación con flujo arrastrado utilizando mezclas de carbón, coque y biomasa (cascaras de oliva y semillas de uva). Resultados similares fueron reportados por Vélez et al.(Vélez, Chejne, Valdés, Emery, & Londoño, 2009) en un gasificador de lecho fluidizado, utilizando biomasa (cascarilla de café o arroz y aserrín) y carbón, los autores notaron que una mayor relación Vapor/combustible aumenta el H₂ pero disminuye el CO, mientras que mayores temperaturas provocan aumento de CO pero disminución de H₂ y CO₂.

En co-gasificación en lecho fluidizado Macias et al. (Macías-Naranjo, Chejne, Montoya, & Adriana Blanco-Leal, 2013) gasificaron carbón y biomasa (bagazo de caña de azúcar) para una relación en masa de 5:1, los autores encontraron que el poder calorífico del gas obtenido mediante la gasificación de la mezcla biomasa-carbón es mayor comparado a la gasificación individual de cada una de las materias primas, con respecto a la composición del gas, estos notaron que se obtuvo un 19% de H₂ lo cual es importante de cara a su uso como sustituto parcial de combustibles fósiles tradicionales. En lecho fluidizado también, Valdés et al. (Valdés, Chejne, Marrugo, Macias, Gómez, Montoya, Londoño, De La Cruz, et al., 2016) desarrollaron un trabajo experimental para la gasificación de carbón y biomasa (cuesco de palma de aceite), en un gasificador de lecho fluidizado burbujeante con una capacidad de suministro de materia prima de 700 kg/h. El trabajo fue desarrollado con el fin de sustituir la energía térmica aportada a través de la combustión de carbón pulverizado utilizado en una ladrillera para el secado de los productos, por la energía térmica del gas obtenido mediante gasificación. Los autores reportaron que con altas relaciones aire/combustible el CO incrementa, mientras el H₂ y CH₄ disminuyen. En este mismo tipo de gasificadores, Shen et al. (Shen, Chen², Hsu¹, Sheu, & Hsieh, 2012) gasificó mezclas de carbón y coque de petróleo con relaciones de 70:30, 80:20 y 90:10 en peso, además desarrollaron un modelo en Aspen plus con el fin de comparar sus resultados experimentales. En este mismo sentido, Xu et al. (Xu, Pang, & Levi, 2015) desarrollaron un trabajo similar pero gasificando carbón y biomasa en forma de pellets para relaciones 70:30, 80:20 y 100:0 en peso, los autores concluyen que las composiciones de gas siguieron una tendencia general, es decir, el H₂ y el CO disminuyen con el aumento de biomasa en la mezcla, mientras que el CO₂ incrementa, por otro lado con alzas de la temperatura en el rango de 850 a 950 °C, el H₂, CO y CH₄, disminuyen, mientras el CO₂ aumentó.

Pese a que se han desarrollado trabajos en el tema de gasificación para distintos tipos de reactores, son pocos los que se han realizado en el ámbito de la co-gasificación y, en particular para reactores de lecho fijo equicorriente que evalúen las características del proceso bajo gasificación auto térmica con relaciones carbón-biomasa y con aire como agente gasificante con miras a aumentar la densidad energética del gas. Adicionalmente, no se han encontrado modelos en equilibrio químico que permitan evaluar conjuntamente las materias primas a utilizar (Carbón mineral y hueso de palma de aceite). Por tanto, el desarrollo de este trabajo será de gran aporte para la caracterización del proceso de co-gasificación pues permitirá evaluar el comportamiento del sistema operando con dos energéticos de bajo costo.

1.7.TECNOLOGÍAS DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA

Existen diferentes configuraciones de gasificadores para transformar la biomasa en gas combustible. Dentro de los gasificadores mayormente utilizados y mencionados en la literatura científica se encuentran los siguientes: de lecho fijo (de corriente descendente, de corriente ascendente, de flujo cruzado), de lecho fluidizado (burbujeante, circundante), de flujo arrastrado y reactores de plasma. En este trabajo se hará una breve descripción de estos al considerar los rangos operacionales, datos técnicos, material a gasificar, tamaños de partícula, potencia, entre otras. Se pretende entender el funcionamiento de cada uno de los reactores con el fin de poder categorizarlos acorde a las necesidades que esperan satisfacerse para el caso puntual de la gasificación de biomasa, producto de “residuos” del sector de la palma de aceite.

1.7.1. Gasificadores de lecho fijo

Los gasificadores de lecho fijo se caracterizan por tener un lecho de combustible que se mueve lentamente hacia la parte inferior del reactor, dependiendo del tipo, el flujo de agente gasificante puede moverse en la dirección del combustible (equicorriente o de corriente descendente), en dirección contraria (de flujo ascendente), o lateralmente (de flujo cruzado). En este tipo de reactores se pueden utilizar tamaños de partículas que varían de 1 a 100 mm, su capacidad oscila entre 10 kW a 10MW de carga térmica inicial. Estos reactores tienen una eficiencia entre 75 a 95% y son capaces de producir un gas con un poder calorífico inferior entre 4 y 6 MJ/Nm³.(Arteaga-Pérez & Casas-Ledón, Yannay; Cabrera-Hernández, Jagni; Rodríguez, 2014). Las zonas de desarrollo del proceso de gasificación se encuentran estratificadas, es decir, se desarrollan en orden de ocurrencia, siendo estas: Secado, Pirolisis, Oxidación y Reducción.

1.7.1.1.De lecho fijo equicorriente

Este tipo de gasificadores también se conocen como reactores de corriente descendente (Downdraft, por sus siglas en inglés), se caracterizan porque el agente gasificante y la biomasa se desplazan en la misma dirección (hacia la parte inferior del reactor). La biomasa se suministra por la parte superior del reactor y esta desciende lentamente, mientras experimenta los procesos de gasificación antes mencionados. El gas obtenido se encuentra relativamente limpio de alquitranes, con una conversión de carbono importante. La temperatura de salida es alta, debido a que el gas atraviesa la zona de oxidación antes de salir

del reactor. El poder calorífico es bajo y su potencial de escalado es limitado (Sánchez López, Gallardo Izquierdo, & Edo Alcón, 2014). Los reactores de lecho fijo equicorriente son de fácil construcción y operación, sin embargo, son mayormente adecuados para aplicaciones a pequeña escala, con capacidades de 10 kW a 1MW. La biomasa debe tener un contenido de humedad menor al 30% para que el proceso pueda desarrollarse adecuadamente (Susastriawan & Saptoadi, 2017).

1.7.1.2. De lecho fijo de corriente ascendente

Presentan una eficiencia térmica más elevada al compararse con los de corriente descendente, esto se debe a que el gas sale por la parte superior del reactor intercambiando calor con la biomasa que se encuentra en la parte superior (cediendo energía a la etapa de secado), esto provoca que la temperatura del gas a la salida sea menor, pero con el inconveniente de la elevada carga de alquitranes en el gas producto, lo que obligaría a una exhaustiva limpieza para su uso en determinadas aplicaciones. El potencial de escalado y la capacidad específica siguen siendo bajos. En el gasificador de corriente ascendente, sólido y gas se mueven en sentidos contrarios. Este gasificador es de fácil construcción y operación, y su eficacia térmica es alta. La baja temperatura de salida del gas, adecuada para combustión directa, es otra ventaja. El principal inconveniente es que el gas producido contiene los alquitranes y condensables producidos en el proceso de pirólisis inicial de las partículas, por lo que el proceso de limpieza del gas puede volverse tecnológicamente complejo y económicamente costoso. Esta clase de gasificador ha sido probado principalmente en plantas de poca potencia (Sánchez López et al., 2014).

1.7.1.3. De lecho fijo de flujo cruzado

En este tipo de gasificador, la biomasa alimentada desde la parte superior se desplaza hacia abajo del reactor, agente oxidante entra por la parte lateral a una velocidad mayor que los gasificadores de corriente ascendente y descendente. En este caso, las etapas de gasificación suceden de manera concéntrica a la zona de entrada del agente oxidante. Esto hace que se pueda trabajar con reactores a pequeña escala. En cuanto a la principal desventaja, es su alto contenido en alquitranes. La temperatura de salida del gas se encuentra cerca de los 800 a 900°C. Este tipo de reactores es poco usado (Mamphweli & Meyer, 2011).

1.7.2. Gasificadores de lecho fluidizado

Son aquellos en los que el agente gasificante circula por el interior de los mismos a una velocidad ascensional tal que un lecho de sólido inerte, que se añade a su interior, se encuentra en estado de fluidización, existiendo en el interior del gasificador una mezcla que favorece la transferencia de materia y energía entre el combustible y el gas. Por tanto, el sólido pulverizado es mantenido en suspensión mediante el gas. En estas condiciones, el contacto sólido-gas, la uniformidad en temperatura y conversión son mayores que en los reactores de lecho fijo. Se reduce a sí mismo la tendencia de las partículas a aglomerarse pudiendo adicionarse agentes gasificantes a diferentes niveles. Sin embargo, la complejidad de los equipos aumenta, produciéndose mayor desgaste debido a las mayores velocidades de los sólidos. En este tipo de gasificador, el carburante es fluidizado en una mezcla de vapor

de agua y oxígeno o en el aire. Las partículas minerales se recuperan como cenizas. Tiene una alta capacidad específica frente a otros tipos de reactores, aunque el material usado como materia prima debe tener un tamaño de partícula muy reducido (Sánchez López et al., 2014). Estos reactores son adecuados para procesos estacionarios, por tanto, son precisos para instalaciones de pequeña y mediana escala, poseen mayor cantidad de material particulado que los gasificadores de lecho fijo, por lo que se hace necesario que incorporen un ciclón (La Villetta et al., 2017).

1.7.2.1. Lecho fluidizado circulante

El reactor de lecho fluidizado circulante se basa en el mecanismo de la circulación continua del material del lecho entre el reactor y el separador de ciclón, aquí, la ceniza es separada y el material del lecho junto con el CHAR regresan al reactor. Operan a altas presiones, el calor necesario para el desarrollo del proceso puede ser suministrado por la inyección de aire u oxígeno, aunque también puede ser suministrado por una fuente externa de calor (La Villetta et al., 2017). El gas puede ser utilizado para mover una turbina, si esto ocurre no se requiere una etapa de compresión del gas dado que este sale a grandes presiones (Patra & Sheth, 2015).

1.7.2.2. De lecho fluidizado burbujeante

En los reactores de lecho burbujeante el agente oxidante se alimenta por el fondo y conforma el medio de fluidización. Las partículas de biomasa se ponen en contacto con el lecho previamente calentado provocando un rápido secado y posterior pirólisis. En estos equipos la conversión de carbón no es completa debido al mezclado continuo, por lo que las partículas que dejan el reactor están total o parcialmente gasificadas. Generalmente los sólidos parcialmente convertidos, se reutilizan como fuente de calor en el mismo proceso. La aplicación del lecho burbujeante es a mediana escala (<25 MW térmicos), y a baja (800°C) o alta temperatura (1000°C), presiones atmosféricas o altas presiones (10 bar) con flexibilidad para tratar biomásas de diferentes características. El agente de gasificación se alimenta generalmente en dos etapas una por el fondo para mantener el lecho en suspensión y otra fracción por la parte superior para incrementar la conversión de los carbones parcialmente gasificados (Arteaga-Pérez & Casas-Ledón, Yannay; Cabrera-Hernández, Jagui; Rodríguez, 2014). Los alquitranes con alto peso molecular reaccionan con el material del lecho caliente para obtener un gas con menor contenido de alquitrán (Patra & Sheth, 2015). El lecho fluidizado tiene la ventaja de mezclar muy bien y de una alta transferencia de calor, lo que resulta en muy buenas condiciones uniformes del lecho (Bain & Broer, 2011).

1.7.3. Gasificadores de flujo arrastrado

Funcionan, de manera aproximada, como calderas de carbón pulverizado. Operan en equicorriente con un tamaño de partícula muy fino, ya que los tiempos de residencia en el reactor son muy bajos. Las altas temperaturas de operación dan como resultado conversiones muy elevadas y concentraciones de alquitrán en el gas de salida prácticamente nulas (Sánchez López et al., 2014).

Estos equipos son adecuados para la integración con ciclos combinados. Operan a 1400°C y presiones de 20-70 bar. Generalmente el material previamente pulverizado (<80µm) y mezclado con agua se alimenta junto al agente oxidante dentro de la cámara del reactor. La velocidad del gas es tal que facilita la transferencia de masa, aunque el consumo es un 20% superior a los sistemas que operan de manera seca. La transferencia de calor al gas es rápida y éste alcanza la temperatura de reacción inmediatamente. Estos reactores se han aplicado a gran escala para convertir carbón, coque de petróleo y residuos de refinerías. Los carbones de alta humedad y biomasa resultan problemáticos y disminuyen la eficiencia de gas frío. La factibilidad de estos reactores para tratar biomasa es baja debido a que provocan fusión de la ceniza con álcali y la reducción de tamaño para la biomasa en los límites es sumamente complicada (Arteaga-Pérez & Casas-Ledón, Yannay; Cabrera-Hernández, Jagni; Rodríguez, 2014).

1.7.4. Tecnología de plasma

El plasma es una corriente de gas ionizado a alta temperatura (hasta 10000°C) obtenido de la aplicación de una descarga eléctrica, típicamente indicada como “arco”. El dispositivo en el que se instalan los electrodos se llama “linterna”; los electrodos utilizados suelen ser de cobre, pero también es posible utilizar electrodos de carbono. El proceso de plasma consiste en una degradación atómica de la materia; en consecuencia, si se aplica al tratamiento de una matriz orgánica (residuos/biomasa) y en presencia de un agente oxidante (aire/oxígeno/vapor), el flujo de energía, suministrado desde el plasma, determina el aumento de la temperatura necesario para las reacciones que componen el proceso de gasificación, mientras que en ausencia de un agente oxidante, el proceso de plasma es similar a la pirólisis a temperatura más alta (Molino, Chianese, & Musmarra, 2016).

CAPÍTULO 2

2. METODOLOGÍA

2.1.Descripción general.

La metodología empleada en el desarrollo de esta investigación busca responder de manera directa a las preguntas y/o problemas concretos planteados. Partiendo de una rigurosa revisión del estado del arte se analizan los trabajos más representativos en el ámbito de la conversión energética del carbón y la biomasa con miras a la generación de gases combustibles, posteriormente, se lleva a cabo una primera etapa de simulación mediante el software Aspen Plus en la cual se simula el comportamiento del proceso de gasificación mediante un desarrollo en equilibrio químico para una materia prima con aire como agente oxidante, esta simulación se valida con datos reportados en la literatura y permite evaluar el comportamiento de parámetros como la humedad del material, flujos de oxidante, temperaturas del proceso, entre otros. Paralelamente al trabajo de simulación, se estima mediante un análisis teórico, los porcentajes de carbón que deben agregarse a la biomasa cuando se restringen las emisiones de CO₂ cercanas a las que podrían generarse mediante la combustión de gas natural para una determinada potencia, una vez determinada los porcentajes de carbón en la mezcla, se desarrolla una etapa de experimentación preliminar en aras de dar confiabilidad a los resultados que se derivan en etapas posteriores de esta tesis. Dicha fase de experimentación permite seleccionar mediante un análisis estadístico (diseño de cribado) las variables del proceso de gasificación en lecho fijo equicorriente que mayor influencia pueden tener en el comportamiento de dicho proceso mediante el análisis del comportamiento de la velocidad de frente de llama (Vff), esta etapa determinará qué flujos de oxidante serán necesarios para asegurar que el proceso se mantenga en zona de gasificación, a su vez, permite analizar el comportamiento conjunto de las mezclas carbón mineral y biomasa en el reactor, de esta manera, se caracteriza la instalación experimental.

Una segunda etapa de simulación y de experimentación final se lleva a cabo acorde a los resultados obtenidos en las etapas anteriores. La fase de simulación comprende un desarrollo en equilibrio químico (con restricción al equilibrio) mediante el software Aspen Plus para el proceso de co-gasificación en lecho fijo equicorriente de carbón mineral y cuesco del palma de aceite usando aire y mezclas vapor de agua-aire como agentes oxidantes, la característica principal de esta etapa es que puede analizar el comportamiento de las dos materias primas de manera conjunta, algo que no se ha encontrado en trabajos de simulación en lecho fijo, así mismo, la simulación permite analizar las características del proceso en aras de buscar las condiciones que maximizan la densidad energética del gas obtenido. Por otra parte, en la etapa de experimentación final se desarrolla un diseño de experimentos de tipo factorial (3²), en el cual acorde a un análisis estadístico permite analizar las variables (Flujo de aire y porcentajes de carbón-cuesco de palma de aceite) en el comportamiento del proceso de co-gasificación, de esta manera, se determina las concentraciones de gas obtenido, temperatura del proceso, velocidad de frente de llama, lo que permite caracterizar dicha actividad. A su

vez, con el desarrollo experimental, se procede a validar la simulación en equilibrio químico para dos materias primas desarrollada previamente.

Finalmente, con los resultados obtenidos a lo largo de la fase experimental, se lleva a cabo un análisis teórico del uso de mezclas de gas de gasificación y gas natural acorde a la teoría de la intercambiabilidad de gases.

A continuación, se presentan las fases bajo las cuales se lleva a cabo este trabajo:

Fase 1. Recopilación de información.

En esta fase se desarrolló un estudio exhaustivo de los temas que se consideraron pertinentes para la investigación. Se inicia con el estudio del proceso de gasificación y de co-gasificación de distintas materias primas, posteriormente los trabajos desarrollados en este ámbito. Igualmente se abarca los modelos de gasificación que se han desarrollado para distintos gasificadores y para diferentes materias primas con el fin de analizar las características de cada uno de ellos e identificar las técnicas de modelamiento y validación utilizadas.

Fase 2. Desarrollo y validación de una simulación para la co-gasificación de carbón mineral y Biomasa residual de palma de aceite.

En esta etapa se realiza una simulación mediante el software Aspen Plus para el proceso de co-gasificación. La simulación incluye todos los factores que se consideren representativos teniendo en cuenta las características del proceso y la literatura consultada. Se predice las composiciones de gas obtenido cuando el proceso alcance el equilibrio químico, posteriormente, una segunda etapa de simulación se desarrolla, en esta, el equilibrio químico se restringe en la búsqueda de validar el trabajo con los resultados experimentales que se llevan a cabo en fases posteriores.

Fase 3. Caracterizar el desempeño del proceso de co-gasificación utilizando aire y mezclas aire + vapor de agua.

Con el uso de la simulación desarrollada en la fase anterior, se analiza el efecto del flujo oxidante (aire + vapor de agua), flujo de combustible, humedad, temperatura del proceso y tipo de agente gasificante, sobre la concentración del gas producido, buscando las condiciones que maximizan el poder calorífico del mismo. Esta fase sólo es de simulación, y es retroalimentada con los datos experimentales que se desarrollan en la siguiente fase, en la cual se llevan a cabo pruebas solo con aire como agente gasificante.

Fase 4. Evaluar experimentalmente el proceso de co-gasificación en lecho fijo equicorriente.

Se lleva a cabo un diseño de experimentos en el que los factores de diseño son las principales entradas del proceso de gasificación. Haciendo uso del análisis de varianza (ANOVA) se determinan los factores significativos sobre la velocidad de frente de llama del proceso. Las instalaciones experimentales que se utilizan pertenecen a la universidad del Norte, y constan de un gasificador de lecho fijo equicorriente invertido (piloto), instrumentado para la medición de temperaturas, flujo de aire y concentración de gas. Esta fase retroalimenta las fases 2 y 3 respectivamente.

Fase 5. Intercambiabilidad de gas de gasificación con gas natural

Se lleva a cabo un análisis teórico de la intercambiabilidad de gases a través del uso del índice de Wobbe y del método gráfico de Delbourg para aplicaciones que involucran el uso de quemadores industriales en procesos térmicos. Esta fase permite determinar los porcentajes de gas de gasificación que puede “mezclarse” con gas natural sin realizar modificaciones en el quemador. En el capítulo 4 se hace una descripción más precisa de los métodos de intercambiabilidad existentes.

La figura 7 resume de manera general la metodología desarrollada en esta investigación, no obstante, se muestran además en este capítulo temas que son complementarios a la metodología planteada.

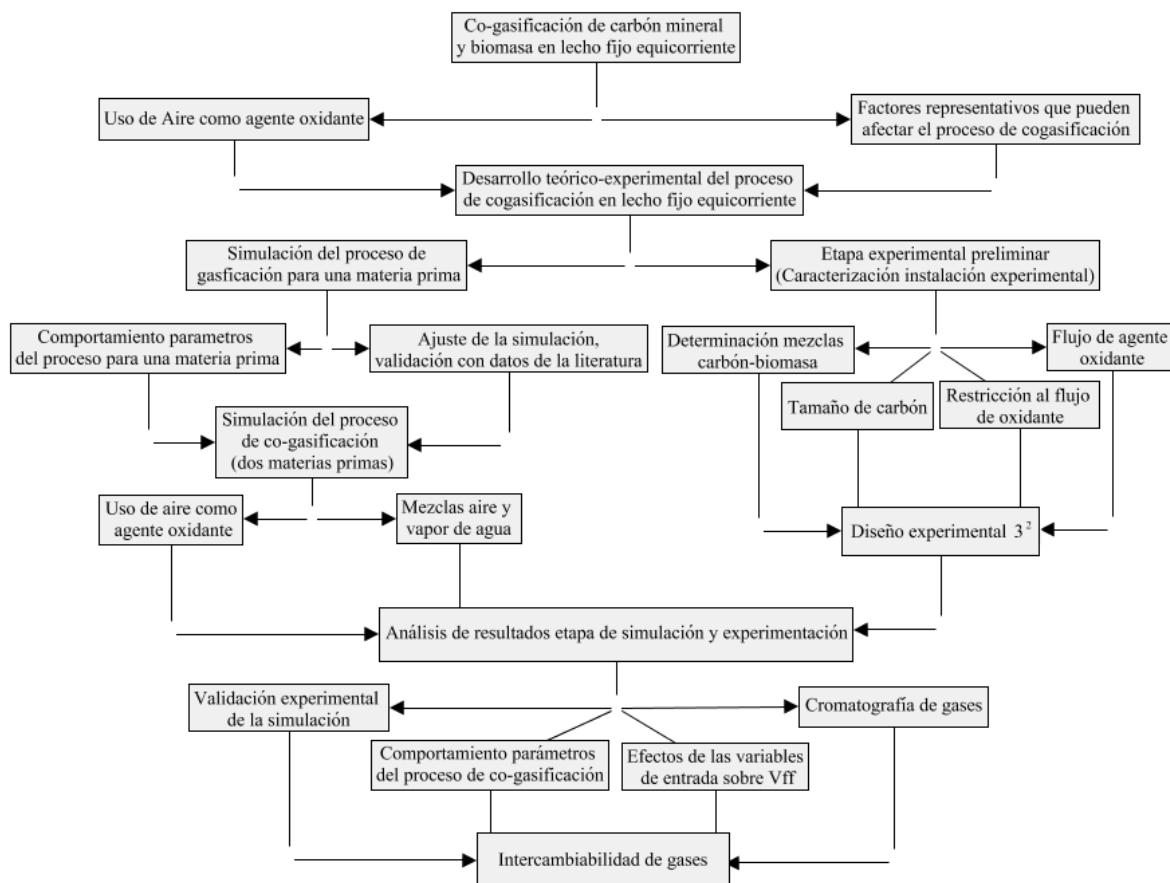


Figura 7. Resumen metodología desarrollada

Fuente: Autor

2.2.Características del carbón y la biomasa utilizadas.

La biomasa utilizada en este trabajo corresponde al cuesco de palma de aceite, el cual es uno de los residuos resultantes del proceso de extracción de aceite de palma, este material se utiliza con las condiciones que viene de la planta de procesamiento, es decir, no se le realizaron pretratamientos con el fin de disminuir el gasto energético asociado al

procesamiento posterior del mismo, con miras a utilizarlo como material para gasificar. De esta manera, es necesario determinar el tamaño de grano del cuesco con que procede de la planta de extracción con el fin de definir un tamaño de grano del carbón cercano a las condiciones del cuesco para ser gasificados conjuntamente. Para estimar el tamaño de grano del cuesco, se realizó tamizado acorde a la norma INVE-123-07, los resultados de la granulometría del cuesco se muestran en la tabla 5, así mismo, la figura 8 muestra el porcentaje de retención contra la apertura de los tamices.

Tabla 5. Parámetros usados en el tamizado del cuesco de palma

Análisis Resultados de Granulometría CUESCO				
Peso recipiente Tamaño del Tamiz (mm)	Peso biomasa + recipiente (kg)	Peso biomasa (kg)	Porcentaje de retención (%)	Porcentaje de sedimentación (%)
50	0	0	0	100
37.5	0	0	0	100
25	0	0	0	100
19	0	0	0	100
12.5	0	0	0	100
9.5	13.84	13.84	2.77	97.22
6.3	164.56	164.56	33.04	64.17
4.75	129.11	129.11	25.92	38.25
2.36	153.25	153.25	30.77	7.48
2	11.09	11.09	2.22	5.25
1.1	13.53	13.53	2.71	2.53
0	12.64	12.64	2.53	0
Total	498.02	g	100	

Fuente: Autor

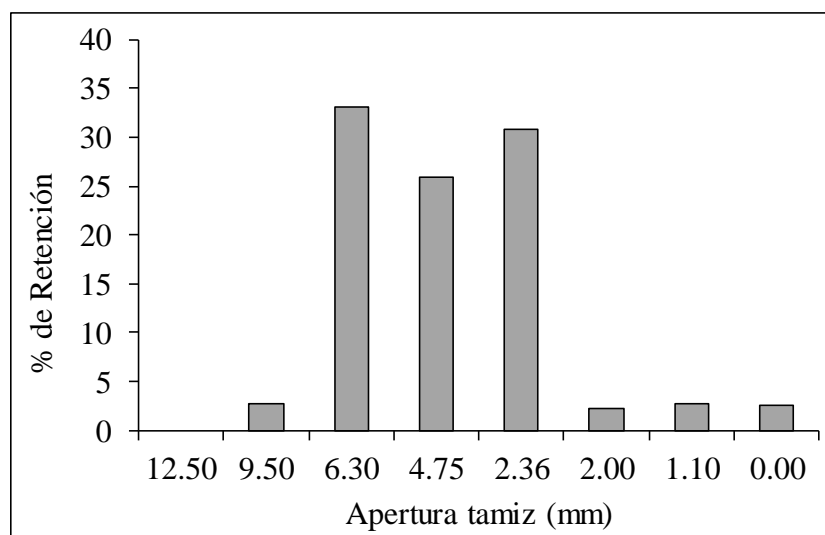


Figura 8. Porcentaje de retención contra la apertura de los tamices.

Fuente: Autor

Puede observarse en la tabla 5 y en la figura 8 que acorde al análisis granulométrico, el cuesco presenta un mayor porcentaje de retención para un tamiz con apertura de 6.3mm, acorde a estos resultados, el carbón se ha llevado a un tamaño de grano similar, esto dado que llevar

el carbón a tamaños de grano más pequeños requiere el uso de más energía, mientras que lo que se quiere con este trabajo es poder utilizar las materias primas con el menor número de pretratamientos posibles. Por otro lado, tamaños de grano más grandes que el cuesco pueden causar problemas de aglomeración debido al mayor tiempo en el consumo de este y debido a la diferencia de densidades aparentes de los materiales. La figura 9 muestra el material utilizado en este trabajo.



Figura 9. Material utilizado para pruebas de gasificación

Fuente: Autor

Por otro lado, se realizó la caracterización de la biomasa mediante el análisis último y próximo completo. El análisis de composición CHN fue realizado en un analizador elemental Exeter AnalyticalCE 440, adaptado a la norma ASTM D 5373 y el análisis próximo fue realizado bajo los protocolos establecidos por las normas ASTM 7582-15 y 5865-13. La caracterización fue realizada por un laboratorio externo (ver ANEXO 1). En el caso del carbón, no fue posible hacer esta caracterización, sin embargo, se tomaron los datos reportados por (Zapata, Bayer, & Jiménez, 2014), para carbones de bajo rango. La tabla 6 muestra el análisis elemental y próximo de las materias que se utilizaron en este trabajo.

Tabla 6. Análisis elemental y próximo del carbón y la biomasa.

	Análisis próximo (% masa)			Análisis último (% masa)	
	Cuesco*	Carbón**		Cuesco*	Carbón**
Carbono fijo (FC)	13.71	45.38	C	48.75	74.56
Materia Volátil (VM)	76.82	33.71	H	5.55	6.07
Humedad (MC)	5.91	-	O	35.33	17.41
Cenizas	3.56	20.91	N	0.80	0.05
			S	0.10	1.91

Fuente: *Autor; ** Tomado de (Zapata et al., 2014)

2.3. Estimación de los porcentajes de carbón y biomasa a mezclar

¿Cuál debe ser la mezcla carbón biomasa para gasificación, buscando no contaminar más de lo que se genera en combustión de Gas Natural para una determinada potencia? Solo se considerará como contaminante la emisión de CO₂.

Suponiendo procesos de aprovechamiento final del gas con combustión completa, se sabe que:

- Si la mezcla no contiene Carbón, teóricamente se tiene cero emisiones netas de CO₂.
- Si la mezcla no contiene biomasa, las emisiones de CO₂ serían mayores que las de GN

Consideraciones:

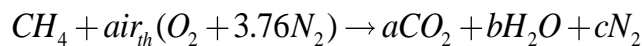
1. Caso de estudio: 5 MWth
2. PCI GN= 13kWh/kg
3. PCI Carbon=30MJ/kg
4. PCI bms=16 MJ/kg
5. La eficiencia de la combustión del gas natural será igual a la eficiencia de combustión del gas pobre

Si se busca generar 5MWth con carbón, la cantidad necesaria de Gas natural sería:

$$m_{GN} = \frac{5000kW}{13 \frac{kWh}{kg}} = 384.61 \frac{kg}{h}$$

$$m_{GN} = 384.61 \frac{kg}{h} * \frac{1kmol}{16kg} = 24.04 \frac{kmol}{h}$$

La ecuación de combustión del GN, suponiendo que este es solo metano (CH₄), sería:

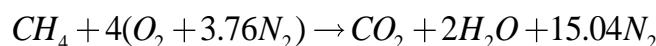


$$a = 1$$

$$b = 2$$

$$2air_{th} = 2a + b \rightarrow air_{th} = 4$$

$$c = 3.76 * air_{th} \rightarrow c = 15.04$$



Es decir, se genera 1 mol de CO₂ por cada mol de gas natural quemada. Teniendo en cuenta el resultado anterior, se tendría

$$m_{CO_2} = 24.04 \frac{kmolGN}{h} * \frac{kmolCO_2}{kmolGN} = 24.04 \frac{kmolCO_2}{h} = 24040 \frac{molCO_2}{h}$$

Cuando se genera 5MW con Gas Natural se están liberando a la atmósfera 24 kmol de CO₂ cada hora. Esto es, 1.05 ton de CO₂ cada hora, sin tener en cuenta la eficiencia de la combustión del gas.

Ahora bien, considerando los átomos de carbono liberados tenemos que serían $24040 * 6.022 * 10^{23} * 1$ átomos de carbono cada hora.

El reto entonces es emitir menos átomos de carbono con la solución propuesta Carbón+biomasa.

Debido a que, de los dos combustibles mezclados, solo el carbón aporta a la contaminación neta. Estos átomos de carbono son los que se pueden admitir emitir a partir del carbón utilizado. Aquí se considera que cada mol de carbón ($CH_\alpha O_\beta$) contiene aproximadamente $1 * 6.022 * 10^{23}$ átomos de carbono. De esta manera, la razón de utilización de carbón permisible sería:

$$mol_{carbón} = \frac{24040 * 6.022 * 10^{23} * \frac{1 \text{átomosC}}{h}}{1 * 6.022 * 10^{23} * \frac{1 \text{átomosC}}{molC}} = 24.04 \frac{kmolC}{h}$$

$$m_{carbón} = 24.04 \frac{kmolC}{h} * 14 \frac{kg}{kmolC} = 336 \frac{kg}{h}$$

La energía que liberaría este carbón y que se podría aprovechar en la combustión del gas pobre sería:

$$E_{carbón} = 336 \frac{kg}{h} * 30000 \frac{kJ}{kg} * \frac{1h}{3600s} = 2800kW$$

Esto sería si la gasificación tuviera una eficiencia del 100%. Sin embargo, se considerará aquí que la gasificación tiene una eficiencia del 80%. Es decir, el carbón aportaría 2240 kW a los 5000 kW requeridos. Los restantes 2760 KW, deberán provenir de la biomasa.

Para liberar esta energía desde la biomasa, la masa a gasificar sería.

$$m_{bms} = \frac{2760 \frac{kJ}{s}}{0.8 * 16000 \frac{kJ}{kg}} = \frac{0.1725 \frac{kg}{s}}{0.8} = 776.25 \frac{kg}{h}$$

De esta manera, para contaminar menos que con gas natural, la relación biomasa/carbón debería ser mayor a:

$$R_{bc} = \frac{776.25}{336} = 2.31$$

En otras palabras, el carbón no debe superar en la mezcla más de 30.22% en masa.

2.4.Diseños experimentales

Las pruebas experimentales que se desarrollaron en este trabajo corresponden a la teoría del diseño de experimentos. Una primera etapa experimental consistió en un diseño de cribado en el que se buscaron los factores que mayormente influenciaban el comportamiento de la velocidad de frente de llama. Esta etapa experimental es el punto de partida de la segunda parte, en la cual se desarrolló un diseño 3^2 .

2.4.1. Diseño de cribado

Este tipo de diseño de experimentos se realiza cuando existen demasiados factores a controlar en un proceso dado. Con varios niveles en los factores, replicar el diseño suele ser muy costoso y puede llevar mucho tiempo, por lo que en la etapa de cribado lo que se hace es seleccionar los niveles de factor más bajo y más alto para cada una de las variables a considerar, es decir, el diseño de cribado hace uso de un diseño factorial 2^k , donde “k” es el número de factores y el número “2” corresponde a los niveles. Una vez realizado el análisis estadístico de este tipo de diseños, y dadas sus características no posee grados de libertad del error, por lo que se hace necesario realizar una gráfica de probabilidad normal de los efectos sobre la variable de salida analizada, una vez realizado esto, se empiezan a descartar aquellos efectos que siguen una tendencia normal. La selección de los factores más influyentes abarca conocimientos del proceso y estadísticos para no incurrir en posibles errores. Una descripción más precisa de este diseño se presenta en el capítulo 3, donde se llevan a cabo las primeras pruebas experimentales con el objetivo de caracterizar la instalación experimental donde se desarrollaron las pruebas de este trabajo.

2.4.2. Diseño factorial 3^2

El diseño de experimentos que en esta investigación se desarrolla corresponde a un diseño factorial 3^2 el cual evalúa dos factores y tres niveles de cada uno de ellos. El diseño factorial abarca que en cada experimento y/o sus réplicas se investigan todas las combinaciones posibles de los niveles de los factores (Montgomery, 2004).

El diseño 3^2 , de forma general, si se considera que A y B corresponden a los factores del diseño, los niveles de estos pueden denominarse como bajo, medio y alto (Gutiérrez Pulido & De la Vara Salazar, 2008). La tabla 7 muestra una forma general la notación que puede trabajarse en este tipo de diseños.

El modelo estadístico de este diseño experimental corresponde a:

$$Y_{ijk} = \mu + \gamma_i + \delta_j + (\gamma\delta)_{ij} + \varepsilon_{ijk} \text{ con } i = 1, 2, 3; j = 1, 2, 3; k = 1, 2, \dots, n \quad \text{Ecu.19}$$

De la Ecu.19, γ_i es el efecto del factor A en su nivel i , δ_j corresponde al efecto del factor B en su nivel j , $(\gamma\delta)_{ij}$ es el efecto de interacción de ambos niveles ij , n corresponde al número de réplicas del diseño, ε_{ijk} corresponde al componente del error aleatorio (Gutiérrez Pulido & De la Vara Salazar, 2008).

Tabla 7. Notación de diseño factorial 3^2

Tratamiento	A	B	A	B	A	B
1	Bajo	Bajo	-1	-1	0	0
2	Medio	Bajo	0	-1	1	0
3	Alto	Bajo	1	-1	2	0
4	Bajo	Medio	-1	0	0	1
5	Medio	Medio	0	0	1	1
6	Alto	Medio	1	0	2	1
7	Bajo	Alto	-1	1	0	2
8	Medio	Alto	0	1	1	2
9	Alto	Alto	1	1	2	2

Fuente: (Gutiérrez Pulido & De la Vara Salazar, 2008)

Con este diseño de esperan probar las hipótesis: $H_o : \gamma_i = 0$ (no hay efecto significativo del factor A sobre la variable de respuesta), $H_o : \delta_j = 0$ (no hay efecto significativo del factor B sobre la variable de respuesta), $H_o : (\gamma\delta)_{ij} = 0$ (no hay efecto significativo de los factores A y B sobre la variable de respuesta), estas hipótesis deben analizarse con un análisis de varianza (ANOVA) (Gutiérrez Pulido & De la Vara Salazar, 2008).

La representación geométrica de este diseño puede expresarse en la figura 10, aquí, los valores 00 corresponden a los niveles bajo del factor A y B, el valor 01 representa el nivel bajo del factor A y el nivel intermedio del factor B, y así sucesivamente con los demás niveles.

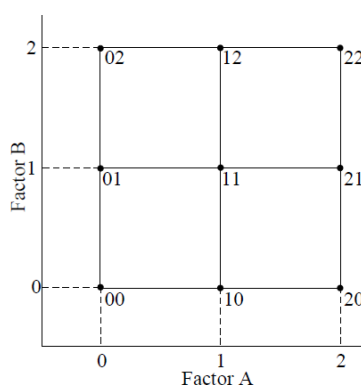


Figura 10. Representación geométrica diseño factorial 3^2

Fuente: Adaptado de (Montgomery, 2004).

Para los factores de diseños que han sido utilizados en este trabajo (Flujo de aire y porcentaje carbón-biomasa) la figura 11 muestra esquemáticamente la forma del diseño experimental desarrollado.

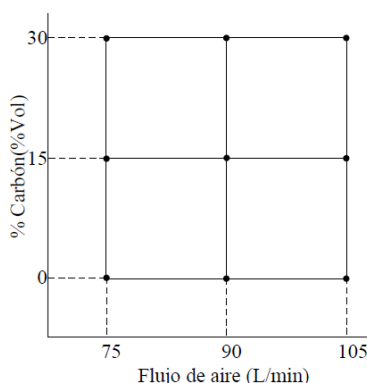


Figura 11. Visualización esquemática de los factores de diseño flujo de aire y porcentaje carbón-biomasa.

Fuente: Autor

2.5.Instalación experimental

La instalación experimental (ver figura 12, 13 y 14) corresponde a un gasificador de lecho fijo equicorriente invertido perteneciente a la Universidad del Norte. El reactor tiene una altura de 900mm, un diámetro interno de 152.4mm, posee un aislante de fibra de vidrio con un espesor de 50mm, en la parte superior e inferior posee cubiertas removibles encargadas de permitir la entrada y la salida de la materia prima utilizada en el proceso, posee una tubería de 63.5mm donde se encuentra el sensor de flujo de agente gasificante (aire) con una reducción a 19.05mm la cual cuenta con una válvula manual reguladora del flujo proporcionado por el soplador. Tiene una rejilla con una altura de 150mm desde la parte inferior, en esta reposa el material a gasificar y permite el flujo de oxidante al proceso. A lo largo del gasificador, se encuentran ubicados seis termopares tipo K cada 100mm uno del otro con el fin de observar el campo de temperaturas del proceso. La instalación cuenta a su vez con un equipo de cromatografía de gases 490 Micro-GC Agilent Technologies de tres columnas, un módulo de adquisición de datos de National Instruments NI USB 6341, un computador para la cromatografía y otro para el módulo de adquisición de datos, la interfaz del sistema para adquirir datos fue desarrollada en Labview, la figura 15 muestra la interfaz desarrollada.

El proceso comienza una vez agregado el material a gasificar, dado que es necesario introducir los termopares hasta el centro del reactor, el material debe suministrarse lentamente a medida que se va introduciendo conjuntamente cada termopar, esto se hace con el fin de evitar canalizaciones dentro del reactor que puedan afectar el recorrido del agente gasificante en el proceso. Una vez lleno el gasificador, se inicia una pequeña llama (ignición inicial), se ajusta el flujo de oxidante, así como las líneas que van a cromatografía.

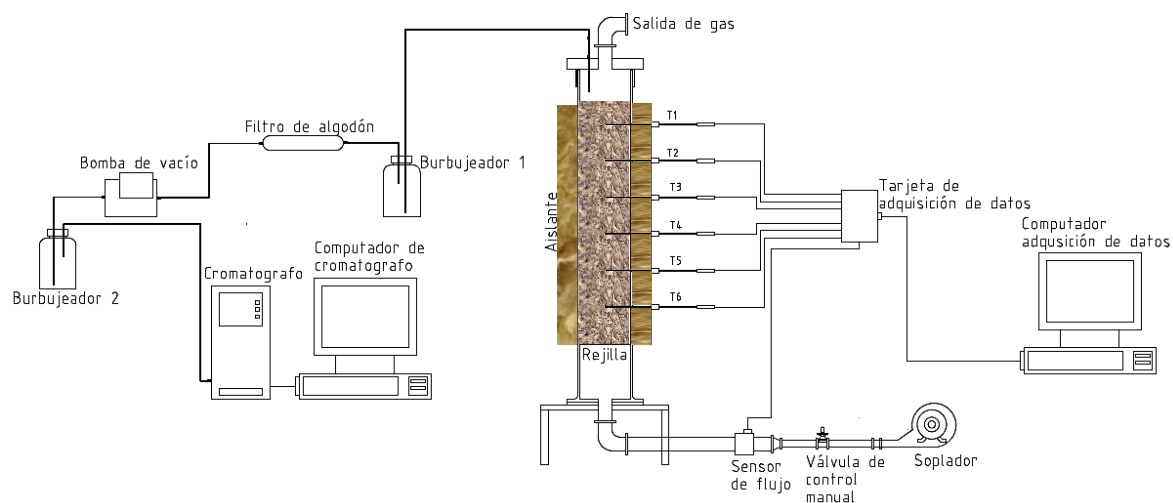


Figura 12. Esquema instalación experimental

Fuente: Autor

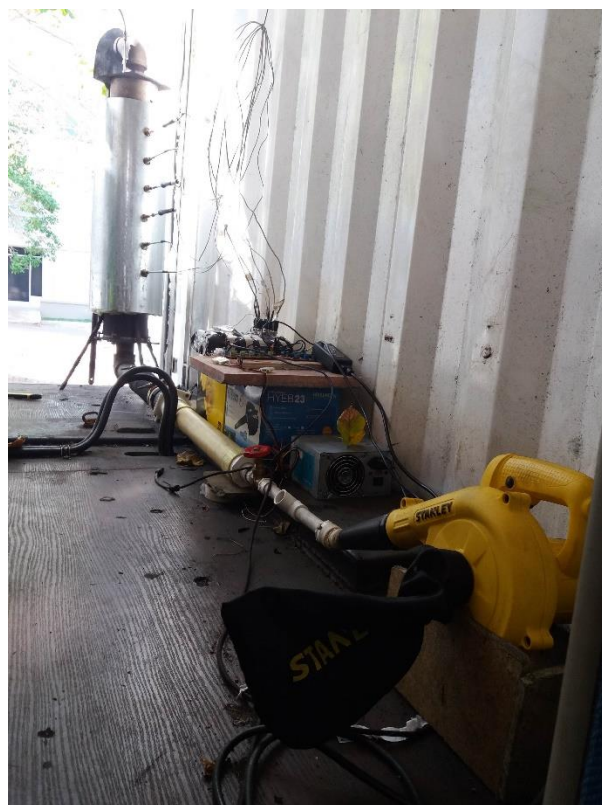


Figura 13. Instalación experimental (Reactor y sistema de adquisición de datos)

Fuente: Autor



Figura 14. Instalación experimental (Cromatografía)

Fuente: Autor

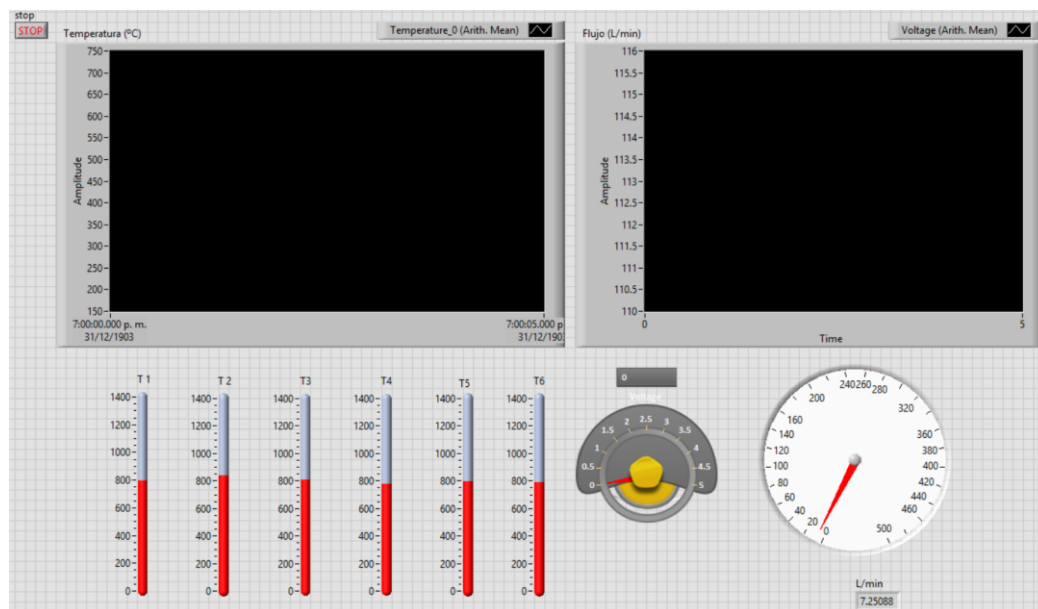


Figura 15. Interfaz sistema de adquisición de datos

Fuente: Autor

CAPÍTULO 3

3. PUESTA A PUNTO INSTALACIÓN EXPERIMENTAL.

Se hizo necesario caracterizar la instalación experimental con el fin de definir la región confiable de operación del reactor de lecho fijo equicorriente, para esto se realizó un diseño de experimentos en el que los factores corresponden a aquellas variables de entrada que podrían afectar más la variable de salida que este caso correspondió a la velocidad de frente de llama, en este diseño no se tomaron pruebas de cromatografía, dado que era una etapa preliminar de caracterización en la que solo se pretendió definir los rangos de las variables de entrada que garantizaban la operación del sistema en régimen de gasificación, y, no pasara a combustión.

Es relevante mencionar, que en este análisis solo se consideró la medición de temperatura en 4 de los 6 puntos posibles. Lo anterior, dado que no se contaba con material suficiente para realizarlo sobre todo el reactor, por lo tanto, la malla sobre la que reposa el material se ubicó 100mm por debajo del termopar 4, y a partir de ese punto se empezó a llenar el reactor con el material de trabajo.

3.1.Diseño de experimentos de cribado

Cuatro factores de diseño fueron seleccionados con el fin de evaluar su influencia sobre la velocidad de frente de llama (V_{ff}) en el proceso de co-gasificación de carbón mineral y cuesco de palma de aceite, los factores de diseño experimental son: flujo de agente gasificante (FAG) en m^3/min , tamaño de partícula de carbón (PC) clasificado mediante tamizado, porcentaje en volumen de carbón-cuesco (PV) y el factor de diseño “malla” (M) cualitativo, cuya función era hacer el flujo de agente gasificante más uniforme.

Se realizó inicialmente un diseño de experimentos de cribado para determinar los factores que afectan de manera estadísticamente significativa la variable de salida V_{ff} . Los rangos de operación (niveles de los factores) se seleccionaron acorde a los parámetros del proceso y de acuerdo con la disponibilidad del material para hacer las pruebas.

El diseño se corrió inicialmente en cuatro bloques (ver tabla 8) dado que cada prueba duraba un tiempo promedio de una hora treinta minutos, (ver tabla 9). Es de resaltar que se usó el software Statgraphics para diseñar y analizar el experimento, en este sentido el software proporciona un patrón de confusión definido por los factores ABD, ACD y BC, por ende, se organizaron los factores de tal modo que no hubiese pérdida de estimaciones de los efectos principales.

Con el fin de asegurar la independencia de los datos, el orden de las corridas fue definido de forma aleatoria.

Tabla 8. Formación de Bloques

Bloque 1	Bloque 2	Bloque 3	Bloque 4
1	abd	acd	abcd
bcd	ac	bd	a
ad	cd	ab	bc
abc	b	c	d
ABD ⁻	ABD ⁺	ABD ⁻	ABD ⁺
ACD ⁻	ACD ⁻	ACD ⁺	ACD ⁺

Fuente: Autor

La tabla 9 muestra los rangos de los factores de diseño y la respuesta de la variable de salida para cada corrida. El diseño de experimentos es del tipo 2^k , con una sola replica ($n=1$), donde k denota el número de factores, y el número “2” implica que hay dos niveles de cada factor. Para el caso de este trabajo al no existir réplicas del diseño, no existen grados de libertad para el error, por lo que se hace necesario identificar los efectos significativos sobre el proceso, lo que se logra haciendo uso la gráfica de probabilidad normal de las estimaciones de los efectos, de esta manera los efectos que son insignificantes siguen una distribución normal con media cero y varianza σ^2 y tenderán a localizarse sobre una línea recta en esta gráfica, mientras los efectos significativos tendrán medias diferentes de cero y no se localizarán sobre la línea recta (Montgomery, 2004).

Tabla 9. Rangos de operación de los factores de diseño y respuesta de la variable de salida en el orden de corrida

Bloque	FAG (m ³ /min)	TP (in)	M	PV	V _{ff2-3} (m/min)
1	200	0.187	Sin malla	10	2.23E-04
1	200	0.75	Con malla	30	6.44E-05
1	500	0.187	Sin malla	30	1.53E-04
1	500	0.75	Con malla	10	1.92E-04
2	500	0.75	Sin malla	30	1.51E-04
2	500	0.187	Con malla	10	1.59E-04
2	200	0.187	Con malla	30	1.23E-04
2	200	0.75	Sin malla	10	9.61E-05
3	500	0.187	Con malla	30	1.02E-04
3	200	0.75	Sin malla	30	1.02E-04
3	500	0.75	Sin malla	10	1.88E-04
3	200	0.187	Con malla	10	1.41E-04
4	500	0.75	Con malla	30	1.50E-04
4	500	0.187	Sin malla	10	1.79E-04
4	200	0.75	Con malla	10	1.01E-04
4	200	0.187	Sin malla	30	1.17E-04

Fuente: Autores

La velocidad de frente de llama se calcula mediante la relación presentada en la ecuación 17. La velocidad puede obtenerse para cada par de termopares, sin embargo, en este trabajo se considera la velocidad entre los termopares 2 y 3 por considerarse que están en el punto medio donde se desarrolla el proceso y donde finaliza, por tanto, estaría en su región más estable.

Una vez realizado el diseño de experimentos, se procede a desarrollar una gráfica de probabilidad normal de las estimaciones de los efectos sobre el proceso (ver figura 15), para analizar efectos significativos o no sobre la variable de salida y así aumentar los grados de libertad al error.

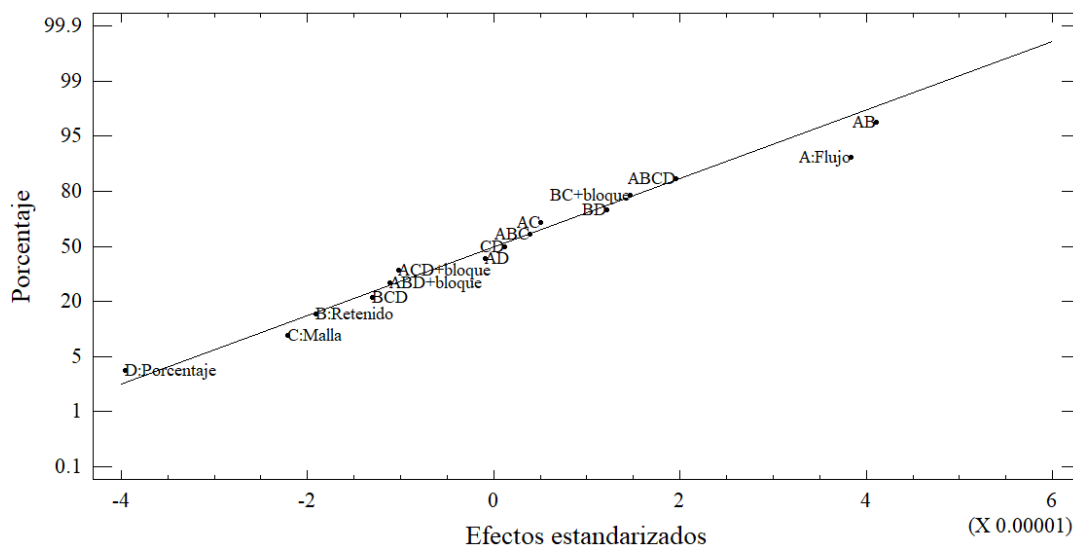


Figura 16. Gráfica de probabilidad normal para los efectos en $V_{ff\ 2-3}$

Fuente: Autor

La figura 16 muestra que la estimación de cuarto orden ABCD no es significativa junto con las estimaciones de orden dos y tres sobre la variable de salida $V_{ff\ 2-3}$.

En este sentido, acorde al conocimiento del proceso y a las restricciones materiales y operacionales que puedan presentarse, se procede con la identificación de efectos significativos para el proceso, buscando descartar aquellos que no afectan la variable de salida.

En el proceso de gasificación, la velocidad de frente de llama es influenciada significativamente por el flujo de agente gasificante (Lenis et al., 2013), por tanto este factor deberá ser significativo. Por otro lado, tienen los factores: tamaño de partícula de carbón, porcentaje de carbón-biomasa de palma de aceite y el factor malla (C), este último según la figura 16, cae sobre la línea recta de la gráfica por lo que da una indicación de que no es significativo. Se tienen ahora los factores B y D, para este caso, las interacciones de segundo orden y de tercer orden en los cuales se presenta el factor B no se considerarán significativas con respecto a las de D según el proceso.

De acuerdo con lo anterior, los factores que son fuertemente significativos son A y D. En el siguiente diseño de experimentos se analiza el efecto de estos dos factores sobre la variable de salida. La tabla 10 muestra el análisis de varianza sobre la variable de salida con los factores de diseño A, B, D.

Tabla 10. ANOVA para $V_{ff\ 2-3}$

Fuente	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Cuadrado medio	Fo	Valor P
A: Flujo de aire	5.87E-09	1	5.87E-09	8.13	0.0291
B: Tamaño de partícula	1.45E-09	1	1.45E-09	2.01	0.2058
D: Porcentaje de carbón	6.27E-09	1	6.27E-09	8.68	0.0257
AB	6.74E-09	1	6.74E-09	9.34	0.0223
AD	3.33E-12	1	3.33E-12	0	0.9481
BD	5.92E-10	1	5.92E-10	0.82	0.4002
Bloques	1.77E-09	3	5.91E-10	0.82	0.5291
Total (error)	4.33E-09	6	7.22E-10		
Total (Corridas.)	2.70E-08	15			

Fuente: Autor**3.1.1. Evaluación de supuestos del modelo.**

Cada diseño de experimentos debe evaluar los supuestos de normalidad, independencia y homocedasticidad, estos supuestos indican que el modelo describe de manera adecuada las observaciones, igualmente que los errores siguen una distribución normal e independiente con media (μ) cero y varianza (σ^2) constante. Si esos supuestos se cumplen, el procedimiento de análisis de varianza es una prueba exacta de que no existen diferencias entre las medias de los tratamientos (Montgomery, 2004).

3.1.1.1. Supuesto de normalidad

Para evaluar la normalidad, se realiza la prueba analítica de Shapiro-Wilk proporcionada por Statgraphics, en esta se mide la probabilidad de que los errores siguen una distribución normal con un nivel de significancia del 5%. La tabla 11 muestra el valor P para la variable de salida. Dado que este valor es mayor que 0.05 se considera que los datos cumplen este supuesto.

Tabla 11. Supuesto de normalidad

Prueba de normalidad Shapiro-Wilk	W	Valor-P
	0.963944	0.705988

Fuente: Autor

Donde W corresponde al estadístico de Shapiro-Wilk

3.1.1.2. Supuesto de homocedasticidad

Para el caso del supuesto de homocedasticidad, se realiza la prueba analítica de Bartlett, en esta se evalúa la hipótesis de que la varianza de los datos sea la misma, el estadístico para evaluarla tiene una distribución muy aproximada a la Chi-cuadrada. La tabla 12 muestra el valor P sobre la variable de salida con cada factor, dado que el valor P es mayor que 0.05 se considera que los datos son homocedásticos.

Tabla 12. Supuesto de homocedasticidad

	Factor	Valor P
Prueba de Bartlett	Flujo de aire	0.217355
	Porcentaje de carbón	0.349314

Fuente: Autor**3.1.1.3. Supuesto de independencia**

Para evaluar la independencia se utiliza la prueba analítica de Durbin-Watson, esta prueba permite diagnosticar la presencia de correlación (autocorrelación) entre los residuos consecutivos (ordenados en el tiempo), que es una posible manifestación de la falta de independencia. La autocorrelación se presenta en experimentos en los cuales cada medición tiene alguna contaminación de la medición inmediata anterior, lo cual contradice el supuesto de independencia (Gutiérrez Pulido & De la Vara Salazar, 2008). La tabla 13 muestra los residuales y el valor P del estadístico de Durbin-Watson, dado que este valor es mayor que 0.05 los datos cumplen con el supuesto de independencia.

Tabla 13. Supuesto de independencia

e_{ij}	$(e_{ijn} - e_{in-1})$	SSe_{ij}	$SS(e_{ijn} - e_{in-1})$	d	P-value
2.86E-05		4.33E-09	1.15E-08	2.66	0.7634
-3.12E-05	5.98E-05				
1.31E-05	-4.43E-05				
-1.04E-05	2.35E-05				
2.74E-06	-1.32E-05				
-7.76E-06	1.05E-05				
5.24E-06	-1.30E-05				
-2.13E-07	5.45E-06				
-1.31E-05	1.29E-05				
3.12E-05	-4.43E-05				
1.04E-05	2.08E-05				
-2.86E-05	3.90E-05				
-2.74E-06	-2.58E-05				
7.76E-06	-1.05E-05				
2.13E-07	7.55E-06				
-5.24E-06	5.45E-06				

Fuente: Autor

Donde e_{ij} es el valor del residual actual y e_{ij-1} es el residual que le sigue, d corresponde al estadístico de Durbin-Watson, el termino SS representa la suma de cuadrados.

3.1.2. Cálculos del proceso de gasificación

Para poder desarrollar etapas posteriores del diseño de experimentos, se hace necesario realizar una serie de cálculos para asegurar que el proceso se mantenga en gasificación y no pase a combustión, para esto es indispensable conocer el análisis último (tabla 14) de las materias primas utilizadas durante el experimento.

Tabla 14. Análisis último del Carbón y Biomasa

	Análisis último				
	C	H	N	S	O
Biomasa*	48.75	5.55	0.8	0.1	35.33
Carbón**	74.56	6.07	0.05	1.91	17.41

Fuente: Autor y (Zapata et al., 2014)

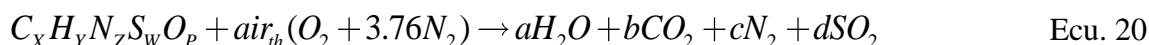
El reactor se llena hasta que alcanza un volumen aproximado de $8.02\text{E-}03 \text{ m}^3$, este volumen indica la cantidad de biomasa y carbón que se encuentran en el momento de las pruebas, para este caso, los valores en porcentaje de carbón-cuesco de palma de aceite fueron 30%-70% y 10%-90%. Estos porcentajes en masa se muestran en la tabla 15.

Tabla 15. Masa de carbón y biomasa en la mezcla

Porcentaje	Masa equivalente (Kg)	Masa total (Kg)
30-70(%)	1.6121-2.4225	4.034
10-90(%)	0.5373-3.1147	3.6521

Fuente: Autor

Acorde a la composición elemental de la biomasa y el carbón considerados en este trabajo, la reacción química para un proceso de combustión teórica se presenta en la (Ecu. 20). Se requiere calcular la cantidad estequiométrica de aire necesaria del proceso para la combustión completa, debido a que este es el punto de referencia para establecer el estado termoquímico bajo el cual se desarrolló el proceso (combustión o gasificación).



Los subíndices x , y , z , w y p pueden calcularse a partir del análisis elemental junto con la masa de cada relación de porcentaje. La tabla 16 muestra estos parámetros, la relación de carbón biomasa seleccionada corresponde a 30-70 dado que representa la mayor cantidad de masa en el reactor.

Tabla 16. Parámetros relación 30-70 carbón-biomasa

Relación 30-70									
Elemento	Análisis Último	Análisis Último	NormaBiom	NormaCarb	MasaB elem(kg)	MasaC elem(kg)	Masa conjunta	%Elemento	Subíndice
C	48.75	74.56	53.85	74.56	2.16	2.47	4.64	0.63	1.00
H	5.55	6.07	6.13	6.07	0.25	0.20	0.45	0.06	1.16
N	0.8	0.05	0.88	0.05	0.04	0.00	0.04	0.01	0.01
S	0.1	1.91	0.11	1.91	0.00	0.06	0.07	0.01	0.01
O	35.33	17.41	39.03	17.41	1.57	0.58	2.15	0.29	0.35
Total	90.53	100	100.00	100.00	4.02	3.32	7.34		

Fuente: Autor

Al balancear la ecuación 20 se obtienen los subíndices $a = 0.589$, $b = 1.0$, $c = 4.201$, $d = 0.005$ y $air_{th} = 1.116$, así mismo, a partir de la ecuación 15 se obtiene la relación aire-

combustible teórica $AC_{teórico} = 7.98 kg_{aire} / kg_{comb}$. La tabla 17 resume los demás parámetros de interés, que dependen entre otras de la velocidad de frente de llama.

Tabla 17. Parámetros cálculo del dosado relativo

		Relación 30-70							
		Flujo 500				Flujo 200			
Dreactor(m)	0.1524								
hreactor(m)	0.44								
mcomb (kg)	4.0347588								
pcomb (kg/m ³)	502.69561								
Vff (m/s) *	0.000153	0.000151	0.000102	0.00015	0.000221	0.000123	0.000102	0.000117	
Qcomb(m ³ /s) *	2.791E-06	2.754E-06	1.861E-06	2.736E-06	4.032E-06	2.244E-06	1.861E-06	2.134E-06	
mcomb (kg/s) *	0.001403	0.0013847	0.0009353	0.0013755	0.0020268	0.0011279	0.0009353	0.0010729	
Qaire(m ³ /s)	0.0083333					0.003333			
paire (kg/(m ³))	1.205								
maire (kg/s)	0.0100417					0.0040167			
ACreal*	7.157304	7.2521027	10.735956	7.3004501	1.9817626	3.5611952	4.2943824	3.7438206	
ACteórico	7.9786356								
Er*	0.8970586	0.9089402	1.345588	0.9149998	0.2483836	0.4463414	0.5382352	0.4692307	
Frg	1.1147543	1.1001824	0.7431696	1.0928964	4.02603	2.2404376	1.8579239	2.131148	

*Calculado para termopares 1-2, 2-3, 3-4 y 1-4

Fuente: Autor

El mejor valor del dosado relativo se obtuvo para una velocidad de frente de llama de 0.000123 m/s con flujo de aire de 200 l/min como se muestra en la tabla 17, este valor es 2.24, el cual asegura que el proceso se encuentra en la zona de gasificación. Un valor del dosado relativo mayor que 1.0 indica que el proceso se realizó en la zona de gasificación, mientras que si es menor el proceso se desarrolla en zona de combustión con exceso de aire.

Aunque los valores del dosado relativo para un flujo de 200l/min indican que el proceso se desarrolló bajo gasificación, de acuerdo con la literatura se debe buscar que este parámetro sea lo más cercano posible a 3.0, condición bajo la cual la temperatura del proceso y el defecto de aire conducen a la mejor calidad del gas. Por tanto, a partir de estos resultados, se estima que se debe disminuir aún más la tasa de suministro de aire buscando mejorar las condiciones térmicas del proceso, lo que valida la importancia de estas pruebas como punto de partida para el desarrollo de etapas de experimentación posteriores.

CAPÍTULO 4

4. RESULTADOS

Este capítulo muestra los resultados luego de desarrolladas cada una de las fases en la metodología. La fase 1 comprende la literatura consultada con el fin de establecer el estado del arte del proceso de co-gasificación.

La fase 2 comprende un estudio teórico, en el que inicialmente se desarrolla una simulación del proceso gasificación mediante equilibrio químico con el software Aspen Plus® (simulación 1). Se presenta una descripción detallada los bloques utilizados para simular cada etapa en la gasificación de una materia prima, paralelamente se realizan pruebas experimentales preliminares mostradas en el capítulo 3, posteriormente, se lleva a cabo la incorporación a la simulación de una segunda materia prima (simulación 2) la cual comprende el equilibrio químico pero con restricción al equilibrio incorporando en los bloques las reacciones con mayor probabilidad de ocurrencia durante el desarrollo del proceso de gasificación. Esta fase de simulación es validada con los resultados obtenidos en el desarrollo experimental de la siguiente fase.

Por otro lado, en la fase 3 se analiza el efecto del flujo de aire, flujo de combustible, humedad y temperatura del combustible y tipo de agente gasificante, sobre la concentración del gas producido, buscando las condiciones que maximizan el poder calorífico del mismo. Mientras que la fase 4 corresponde al componente experimental final de esta investigación, se muestra los resultados obtenidos con el reactor de lecho fijo invertido.

Finalmente, la fase 5 abarca las mezclas gas de gasificación y gas natural que se llevan a cabo acorde a la teoría de la intercambiabilidad de gases, se hace énfasis en el método gráfico de Delbourg y en el índice de Wobbe.

4.1. Análisis teórico y experimental de la co-gasificación

Es esta etapa se realiza una simulación mediante el software Aspen Plus para el proceso de co-gasificación. La simulación incluye los factores que se consideren representativos teniendo en cuenta las características del proceso y la literatura consultada. Se predice las composiciones de gas obtenido cuando el proceso alcance el equilibrio termoquímico. Para la etapa de validación, se plantea el desarrollo de un diseño de experimentos en el que los factores de diseño son las principales entradas del proceso. Haciendo uso del análisis de varianza (ANOVA) se determinan qué factores son significativos sobre la velocidad de frente llama. Las instalaciones experimentales que se utilizaron pertenecen a la universidad del Norte, y constan de un gasificador de lecho fijo equicorriente invertido, instrumentado para la medición de temperaturas, flujo de aire y concentración de gas. Se llevan a cabo experimentos preliminares con el fin de evaluar el comportamiento del proceso y de los equipos utilizados.

4.1.1. Simulación en equilibrio químico del proceso de gasificación para una materia prima.

La simulación desarrollada en este trabajo se basa en la gasificación en lecho fijo de corriente descendente, se muestran las unidades de trabajo utilizadas en Aspen Plus para simular las etapas de secado, pirolisis, oxidación y reducción de este tipo de reactores.

Aspen Plus posee dentro de sus librerías lo que se conoce como compuestos convencionales y no convencionales. Dado que las materias primas a utilizar se encuentran dentro de la categoría de no convencionales, es necesario suministrar al software los análisis último y próximo de los combustibles (ver tabla 18) para que éste pueda identificarlos. Así mismo debe proporcionarse el método de trabajo que el software utilizará para estimar las propiedades del proceso, en este caso se ha utilizado el método de la ecuación de estado de Peng-Robinson con la función alpha de Boston-Matias (PR-BM) para calcular todas las propiedades físicas de los compuestos convencionales, mientras que, la estimación de la entalpía y densidad de los compuestos no convencionales ha sido calculada utilizando los métodos HCOALGEN y DCOALIGT acorde con lo publicado por (Ramzan, Ashraf, Naveed, & Malik, 2011).

Tabla 18. Análisis último y próximo utilizados como referencia para esta parte de la investigación.

Biomasa	
Análisis próximo (% masa)	
Carbono fijo (FC)	19.2
Materia Volátil (VM)	80.1
Humedad (MC)	0-30
Cenizas	0.7
Análisis último (% masa)	
C	50.6
H	6.5
O	42
N	0.2
S	0

Fuente: (Jayah et al., 2003)

4.1.1.1.Etapa de Secado

El secado de la materia prima (ver figura 17) depende de la cantidad de humedad que ésta posea, se desea que esté en un valor menor o igual al 25% para que el proceso pueda llevarse adecuadamente. El secado ocurre a una temperatura por encima de los 100°C, el bloque utilizado en esta etapa es un Rstoic (SECADO), el cual se encarga de calcular el secado de la materia prima (MATERIAL) con base en la fracción de conversión o de producción de alguno de los elementos que participan en la reacción, utilizando una línea declarada en FORTRAN (Ramzan et al., 2011), la cual actúa en la unidad calculadora (SEC CALCULATOR). El bloque separador (DRY-FLSH), se encarga de separar la materia prima que ha sido secada (MATSECO) de la cantidad de vapor de agua (VAPOR) que se retira de la misma, este flujo que sale posteriormente se utiliza como parte del agente oxidante en el proceso, luego el flujo MATSECO se lleva a la siguiente etapa del modelo.

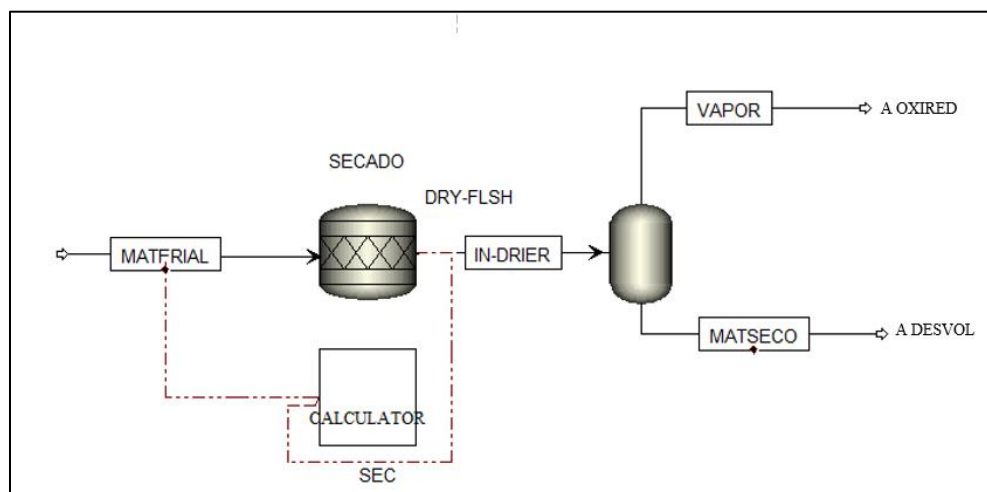


Figura 17. Etapa de secado

Fuente: Autor

4.1.1.2.Etapa de pirólisis

La pirólisis o desvolatilización empieza a una temperatura cercana a los 160°C hasta aproximadamente 600°C (Che, Li, Yang, Jia, & Zheng, 2012). En este proceso los enlaces químicos entre las cadenas de aromáticos de la materia prima son “liberados” generando fragmentos con pesos moleculares mucho más pequeños. Las partículas con peso molecular bajo son liberadas en forma de gases livianos y alquitranes, mientras que los de alto peso molecular permanecen aún en desvolatilización hasta que son transformados en carbonizado (CHAR)(Nayak & Mewada, 2011). Para el caso de la simulación, se ha utilizado un bloque Ryield (figura 18), el cual se usa cuando se desconocen las reacciones químicas que se llevan a cabo, pero se conocen datos de la distribución de la formación de productos de la reacción, correlaciones, formulas empíricas, donde se determina la formación de cada uno de los productos (MACHORRO, 2016). Este bloque descompone los elementos no convencionales de la materia prima utilizada en sus elementos constituyentes C, H, N, O, S, H₂O, Cl, entre

otros(Ramzan et al., 2011), acorde al análisis último suministrado al software por medio de un bloque calculador controlado por las declaraciones suministradas en FORTRAN. El Ryield (DESVOL) tiene como entrada el flujo MATSECO del bloque anterior, y, tiene como salida el flujo PRODESVO el cual está formado por gases livianos y CHAR, este último se ha modelado como carbón sólido acorde a lo establecido por (MACHORRO, 2016). La temperatura del Ryield puede variarse de 150°C hasta los 600°C si desea conocerse la influencia del factor temperatura sobre la línea de flujo PRODESVO.

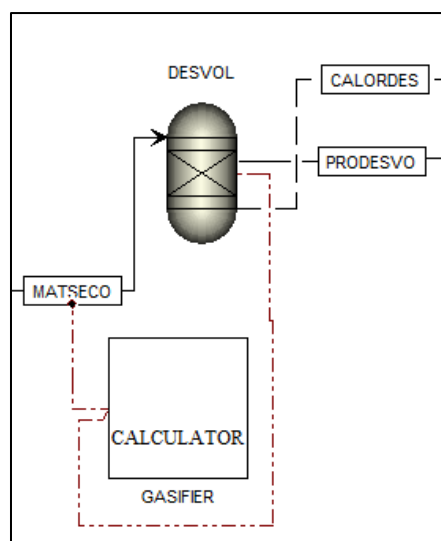


Figura 18. Etapa de pirólisis

Fuente: Autor

4.1.1.3. Etapa de oxidación y reducción

La oxidación y la reducción ocurre cuando los gases liberados en la pirólisis son oxigenados con un medio gasificante, este medio puede ser oxígeno puro, aire, vapor de agua, o mezclas de los anteriores. La simulación presentada aquí se ha desarrollado para aire como agente gasificante.

El bloque usado para simular el proceso de oxidación y reducción (figura 19) es un RGibbs (OXIRED), el cual se encarga de estimar la composición de los gases de salida cuando el proceso alcanza el equilibrio químico establecido mediante la minimización de la energía libre de Gibbs. OXIRED recibe el flujo PRODESVO proveniente del bloque DESVOL, el cual posee los compuestos convencionales en forma de gases livianos y carbono como sólido, una vez en OXIRED un flujo de aire a condiciones ambientales es inyectado al reactor provocando las reacciones de oxidación. La temperatura que alcanza el reactor puede ser estimada al considerar un flujo de calor proveniente del bloque DESVOL, sin embargo, con el fin de realizar un análisis de sensibilidad sobre la composición de los gases en esta etapa, puede especificarse la temperatura a la cual el proceso de oxidación ocurre, comenzando por ejemplo con 500°C en incrementos de 50°C hasta alcanzar una temperatura de 1000°C o más.

El flujo de salida (PRODUCTO) este bloque es una mezcla de gases y sólidos que son la entrada a la siguiente etapa.

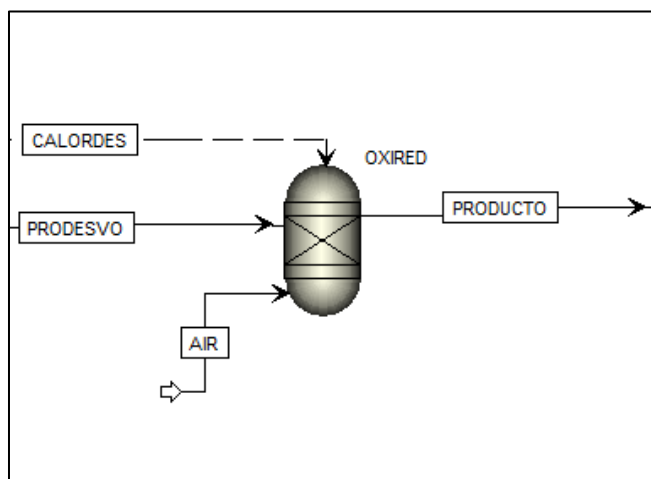


Figura 19. Etapa de oxidación y reducción

Fuente: Autor

Dado que la salida de flujo PRODUCTO es una mezcla de gases y sólidos (cenizas) se hace necesario separarlos con el fin de dividirlo en dos flujos para obtener el gas producto que sería usado en aplicaciones reales de un proceso dado. La separación (Figura 20) se simuló mediante el bloque SSplit (SEPARATE), los gases se consideran para estar formados principalmente por H_2O , N_2 , O_2 , H_2 , CH_4 , CO Y CO_2 , mientras que los sólidos se consideran como cenizas.

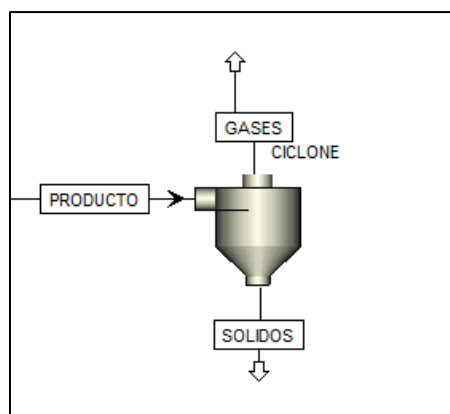


Figura 20. Separación PRODUCTO

Fuente: Autor

La figura 21 muestra el diagrama de las etapas de la simulación trabajando conjuntamente.

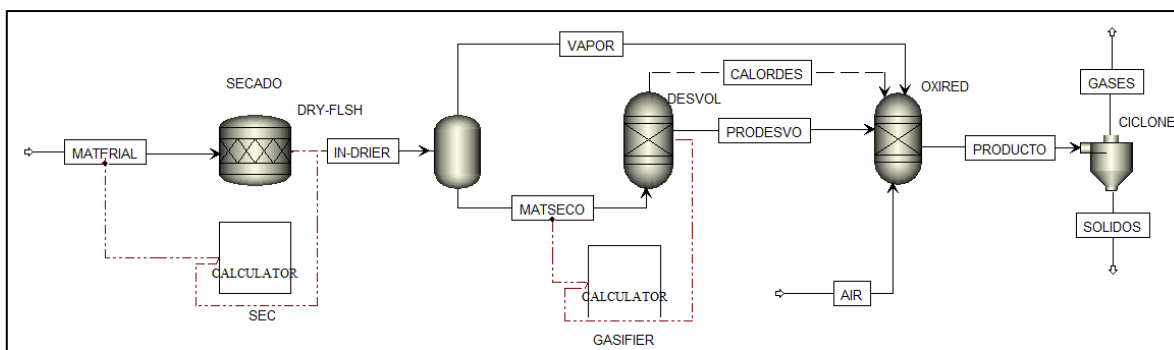


Figura 21. Etapas conjuntas

Fuente: Autor

4.1.2. Validación teórica de la simulación para una materia prima

La simulación fue validada con los datos publicados por Jayah et al. (Jayah et al., 2003). En la tabla 19 se muestran las condiciones bajo la cual se corrieron las pruebas para una temperatura de 1000°C. El flujo de aire suministrado es de 55.6 kg/h, el flujo de biomasa se movió con el fin de obtener la relación de equivalencia (ER) planteada por el autor.

Tabla 19. Condiciones para validación de la simulación

Prueba	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Humedad (%)	18.5	16	14.7	16	15.2	14	14.7	13.8	12.5
ER	0.31	0.332	0.357	0.296	0.32	0.345	0.28	0.308	0.356

Fuente: Autor

A partir de los datos de la tabla 19, la figura 22 muestra la comparación de la composición del gas obtenido con la simulación contra las obtenidas por Jayah et al. (Jayah et al., 2003).

Como puede apreciarse en la figura que sigue, la simulación predice adecuadamente las composiciones del gas para CO, CO₂, N₂, y H₂, mientras que la composición de CH₄ es subestimada. Este resultado coincide con lo obtenido por Paviet et al. (Paviet et al., 2009), y se debe principalmente a la condición de presión ambiente del reactor y a las temperaturas alcanzadas en este tipo de simulaciones, las cuales no favorecen las reacciones que dan lugar a la formación de este compuesto. Por otro lado, la baja concentración de este compuesto puede ocasionar que su estimación esté en una zona de baja precisión del equipo de medición en lo que se refiere a datos experimentales reportados.

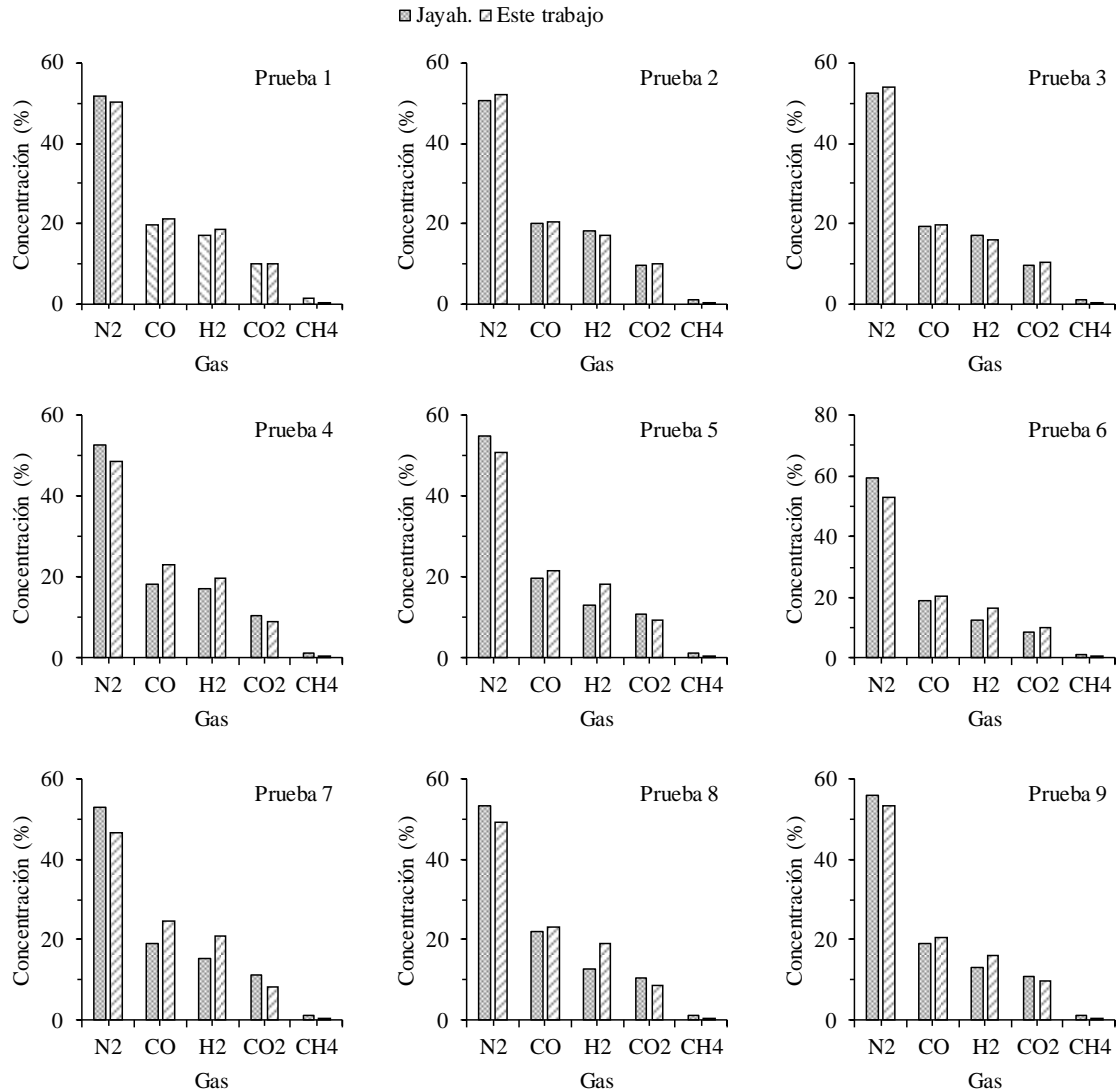


Figura 22. Concentraciones de gas en porcentaje, modelo vs Jayah.

Fuente: Autor

4.1.3. Simulación en equilibrio químico del proceso de gasificación para dos materias primas.

Una simulación con restricción al equilibrio ha sido desarrollada en esta etapa, la simulación parte de la etapa anterior (una materia prima). Esta simulación pretende representar el comportamiento conjunto de dos materiales diferentes. Comprende el hecho de que la descomposición de los materiales ocurre en reactores separados, pero las etapas de oxidación y reducción se desarrollan conjuntamente. La figura 23 muestra el esquema general de la simulación desarrollada en Aspen Plus.

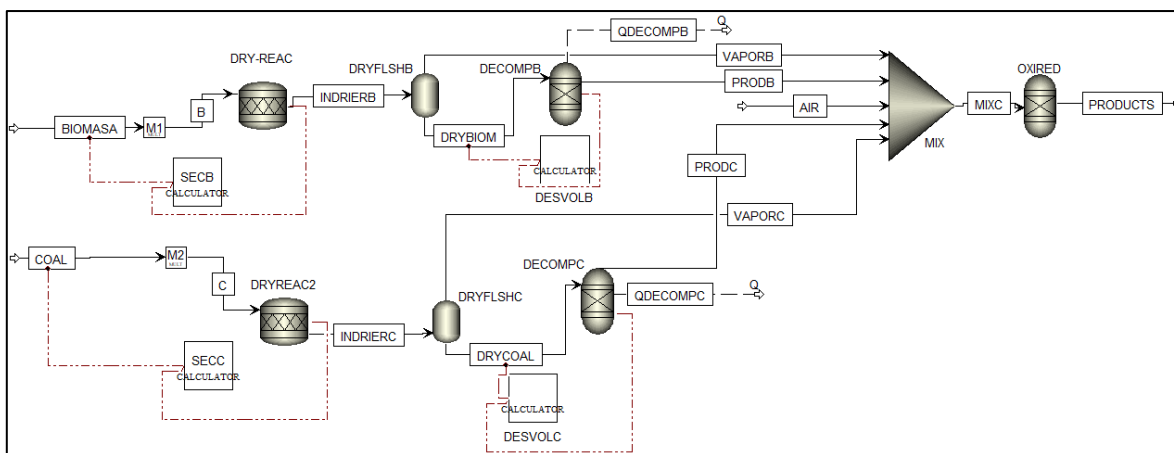


Figura 23. Simulación con restricción al equilibrio para dos materias primas

Fuente: Autor

Como se mencionó anteriormente, la simulación parte de una etapa de secado individual para los materiales, los bloques involucrados corresponden a DRY-REAC encargado del secado de la biomasa y DRYREAC2 encargado de la etapa de secado para el carbón. Posteriormente, dos bloques se encargan de separar la humedad para ambos materiales (DRYFLSHB y DRYFLSHC), así mismo, dos reactores de descomposición (DESCOMPB y DESCOMPC) se encargan de convertir el material no convencional en elementos convencionales (C, H₂, N₂, S, O₂, Cl) acorde a dos bloques calculadores (DESVOLB y DESVOLC), el flujo proveniente de estos reactores (PRODB y PRODC) pasa a un mezclador (MIX), donde junto con el agente oxidante (AIR) pasan conjuntamente (MIXC) a un reactor RGibbs (OXIRED) donde ocurren conjuntamente las reacciones de oxidación y reducción. En este bloque se ha restringido el equilibrio para que se produzcan las reacciones presentadas en las ecuaciones 3 a 12, generando el flujo PRODUCTS que contiene los gases obtenidos. Así mismo, la simulación tiene dos manipuladores (M1 y M2) encargados respectivamente de controlar el porcentaje de biomasa y carbón que pasarán a las etapas ya descritas.

4.1.3.1. Validación de la simulación con restricción al equilibrio químico

La simulación ha sido comparada con los resultados experimentales de este trabajo, las figuras 24, 25, y 26, muestra la concentración del gas para las diferentes relaciones carbón-biomasa que se utilizaron. Se consideró que la humedad promedio del carbón corresponde al 3%, mientras que la biomasa corresponde al 13.5% (medida con higrómetro).

Como puede apreciarse en las figuras 24, 25 y 26, la composición de los gases predichas presentan leves diferencias, con desviaciones estándar máximas de 4.45% Vol para N₂ y 3.56% Vol para CH₄, cuyos valores son los más alejados, mientras que CO, H₂ y CO₂ mostraron 2.23 % Vol, 1.03% Vol y 2.16% Vol respectivamente.

La concentración de CH₄ fue sobrestimada, los casos con mayor desviación estándar se presentan típicamente para altos flujos de biomasa y bajos flujos de aire, los cuales a su vez determinan la relación de equivalencia para cada una de las corridas experimentales.

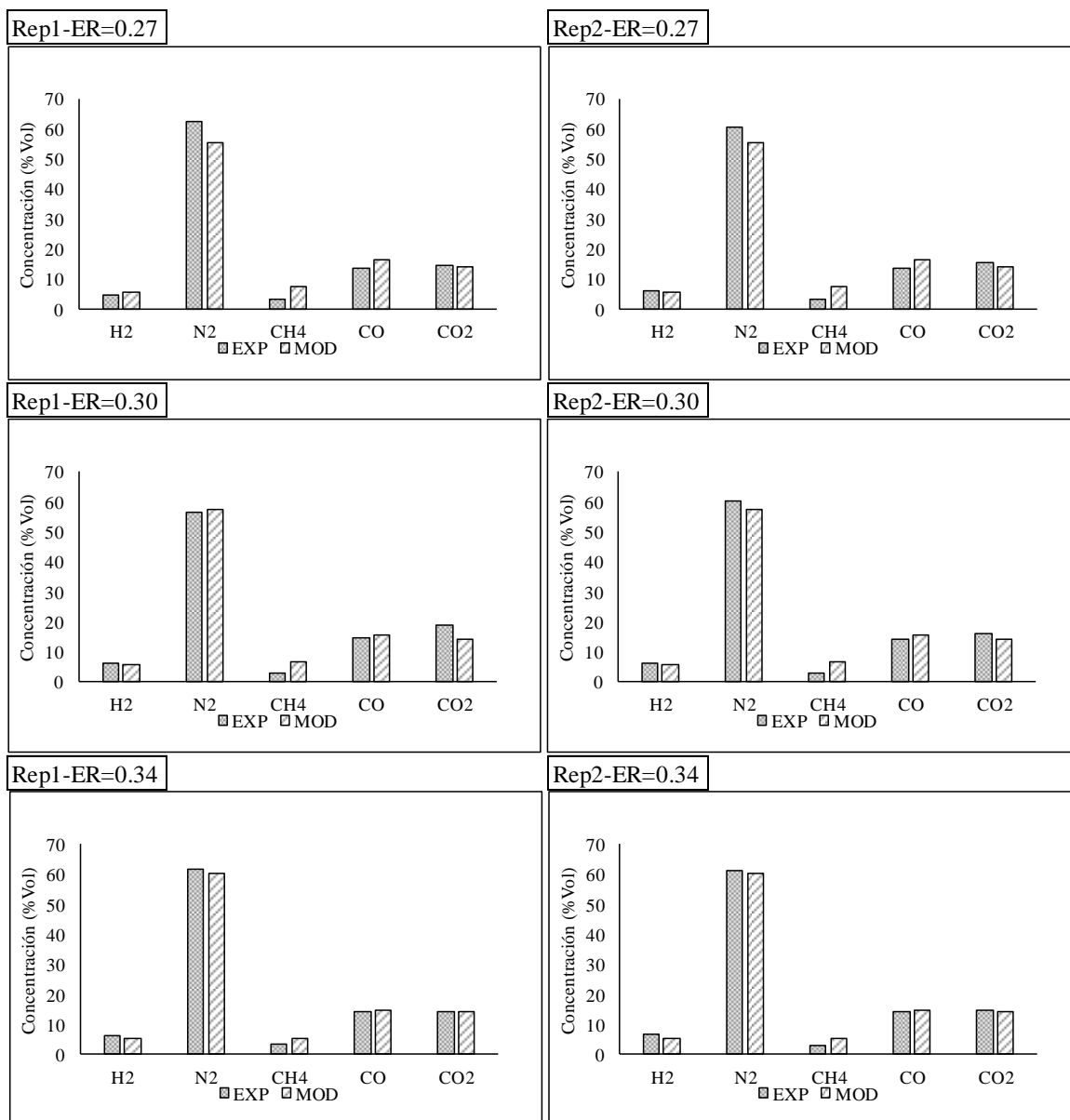


Figura 24. Concentración del gas relación carbón-biomasa 0-100 (% vol.)

Fuente: Autor.

La figura 24 muestra la comparación del gas obtenido para la relación carbón-biomasa 0-100%, puede apreciarse como la concentración de todos los gases a excepción del CH₄ son cercanas, con desviaciones estándar promedio máximas de: H₂=0.69% Vol, CO=2.03% Vol, CO₂=2.20% Vol, N₂=4.45% Vol., mientras que el CH₄ representa 3.04% Vol. La figura izquierda y derecha muestran las repeticiones 1 y 2 respectivamente. Por otro lado, puede evidenciarse que los valores de la relación de equivalencia se mantienen constantes para los casos de 100% biomasa, sin embargo, las demás relaciones carbón-biomasa mostraron ligeras variaciones.

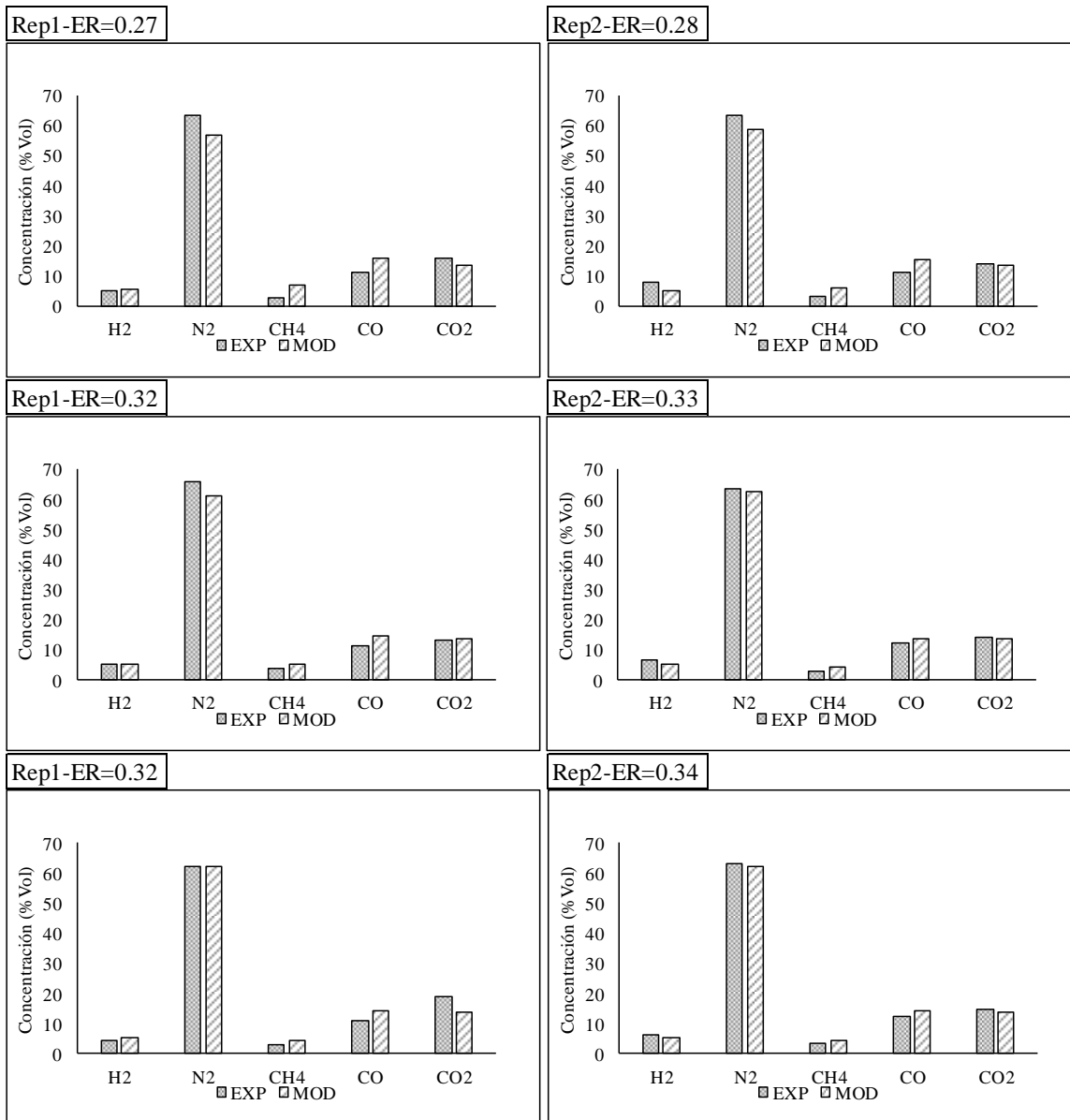


Figura 25. Concentración del gas relación carbón-biomasa 15-85 (%vol.)

Fuente: Autor

Puede observarse en la figura 25 que la relación de equivalencia varía ligeramente para las repeticiones 1 y 2. Esto se debe a que ambas materias primas tienen tiempos de consumo diferentes que afectan la velocidad con la que viaja el frente de llama.

Puede observarse también que la composición del gas tiende a ser más cercana al valor experimental a medida que el flujo de aire es mayor.

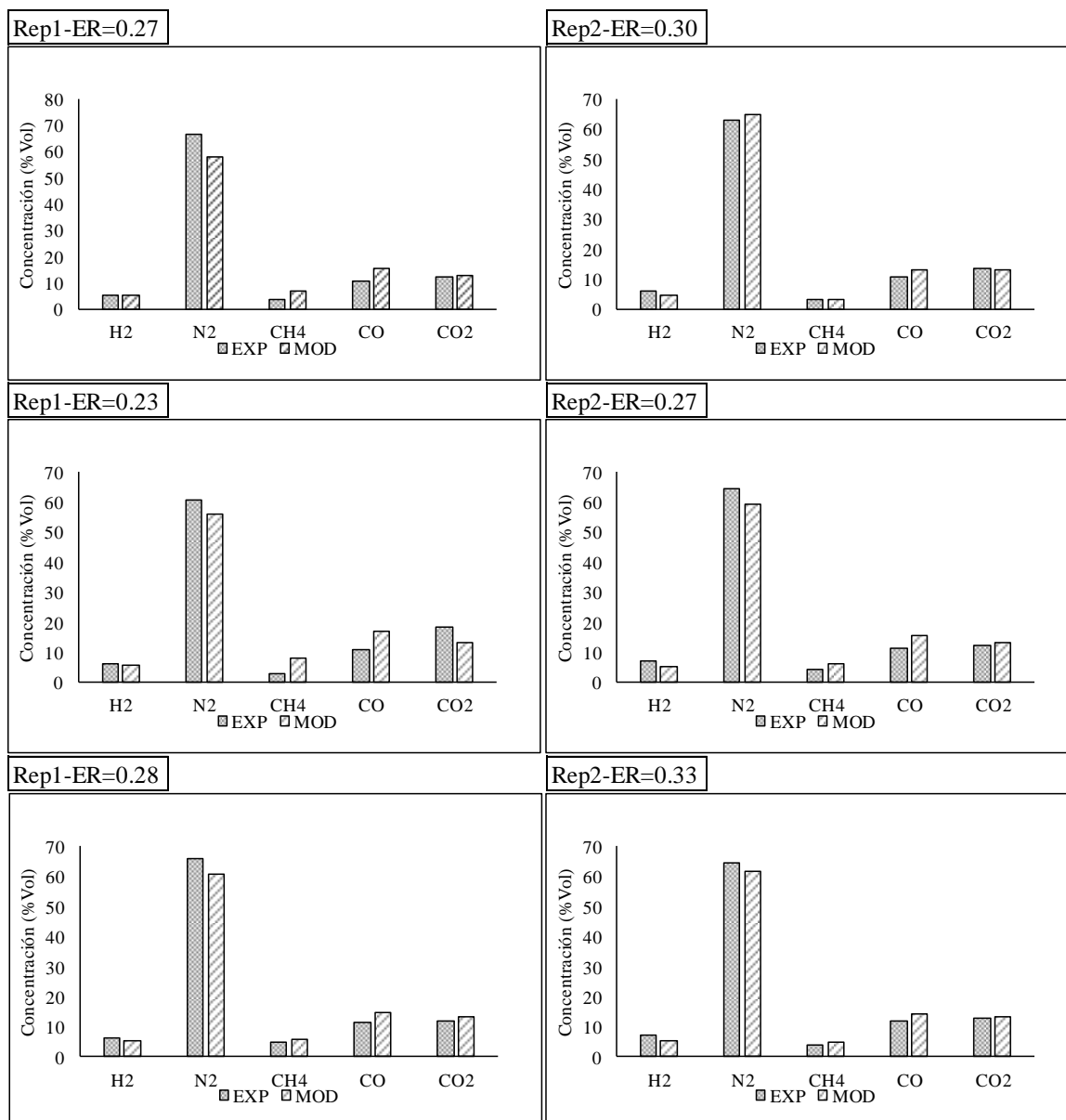


Figura 26. Concentración del gas relación carbón-biomasa 30-70 (% vol.)

Fuente: Autores

La figura 26 muestra tendencias similares a las presentadas en figuras 24 y 25, sin embargo, es de resaltar que los valores de ER son más fluctuantes debido a que existen mayores proporciones de carbón en el reactor.

A manera de síntesis, la simulación desarrollada permite estimar la generación de CO y H₂, CO₂ y N₂ con valores cercanos a los valores experimentales, sin embargo, los valores de CH₄ se encuentran en alta concentración. Este componente influirá considerablemente en la estimación del PCI debido a su alta densidad energética, no obstante, es de resaltar que los valores determinados para el PCI se mantienen en el intervalo reportado en la literatura para este tipo de procesos (4-6MJ/Nm³) (Kuo et al., 2014).

4.2.Resultados condiciones que aumentan la densidad energética del gas mediante la incorporación vía simulación de los agentes oxidantes mezclas vapor de agua-aire.

Se ha realizado un análisis de sensibilidad del perfil de composición del gas producto (H_2 , CO, CO_2 , CH_4) y su poder calorífico inferior, así como los parámetros más representativos del proceso. Para esto se ha partido de las siguientes supuestos:

Las materias primas ingresan al proceso con un 20% de humedad. A partir de este valor se ha ajustado en la etapa de secado de la (simulación). Por otro lado, el reactor donde se llevan a cabo las reacciones de oxidación y reducción se ha fijado para operar a $950^{\circ}C$ y 1.0atm de presión. El flujo de aire, así como los porcentajes (% Vol.) carbón-biomasa corresponden con los valores que serán utilizados en las condiciones experimentales presentadas en la siguiente sección. Se ha establecido un flujo de vapor de 0.2kg/h como punto de partida a $400^{\circ}C$ y 1.0atm de presión. El flujo de vapor ha sido movido de 0.2kg/h a 2 kg/h, buscando mantener la relación vapor/combustible (S/F, por sus siglas en inglés) en valores acorde a lo que la literatura reporta, mientras se analiza su incidencia sobre la composición y poder calorífico del gas de gasificación.

Tabla 20. Condiciones de operación de la simulación.

	Flujo	Temp($^{\circ}C$)	Presión (Atm)
Biomasa	2.9(kg/h)	30	1
Carbón	2.9(kg/h)	30	1
Aire	75-105(L/min)	30	1
Vapor	0.2-2.0(kg/h)	400	1
Reactor (OXIRED)		950	1

Fuente: Autor

Las figuras que a continuación se presentan, muestran el comportamiento asociado a las condiciones operacionales establecidas en la tabla 20.

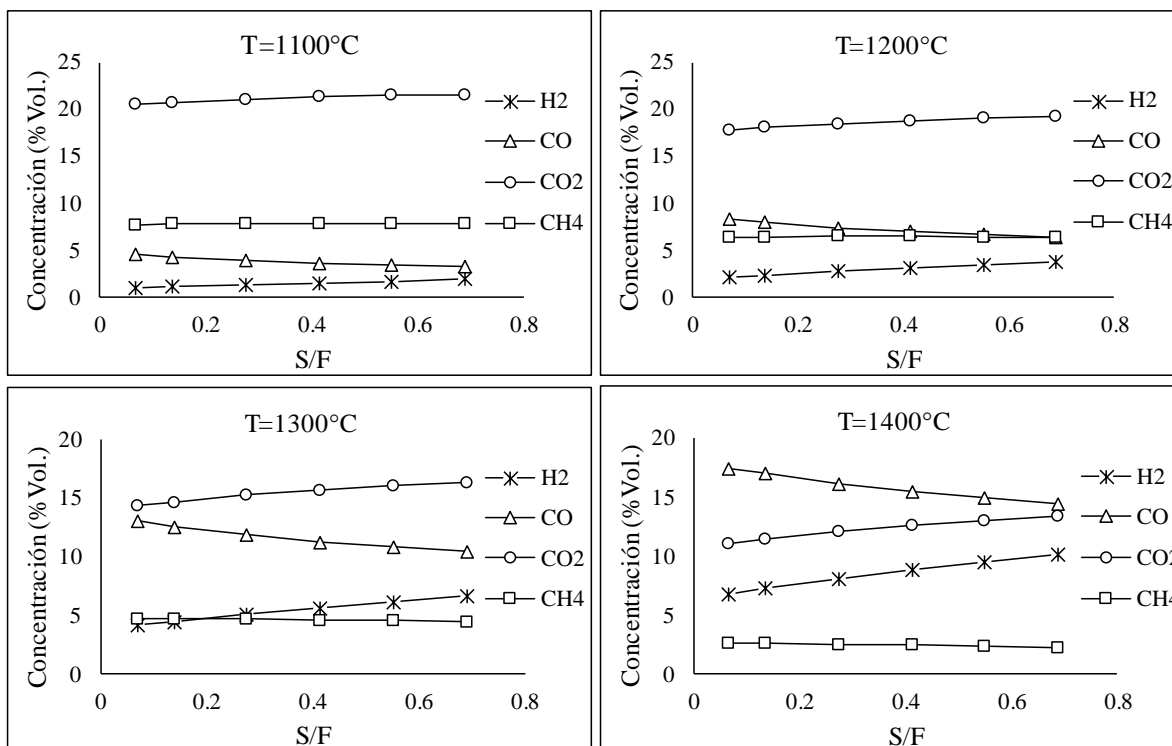


Figura 27. Comportamiento concentraciones de gas para T variable y ER constante (relación 30-70).

Fuente: Autor

Como puede observarse en la figura 27, para las condiciones mostradas y ajustando el valor de la temperatura, se presenta un incremento en la concentración de H₂ a medida que una mayor cantidad de vapor se introduce al reactor, ahora bien, esta tendencia se ve beneficiada con el incremento de la temperatura la cual favorece la reacción que da origen a este compuesto. Por otro lado, el CH₄ tuvo un comportamiento al alza para las temperaturas de 1100 y 1200°C, mientras que tendió a la baja en los casos que involucraron temperaturas de 1300 y 1400 respectivamente, indicando entonces que para estos valores se favorece la reacción de reformado con vapor que se presenta en la ecuación 9. Así mismo, el CO tuvo una tendencia a la baja en todos los casos mostrados, indicando entonces que el aumento de la temperatura y de vapor en el proceso perjudica este compuesto puesto que se ve favorecida la reacción de formación de CO₂.

Vale la pena aclarar que en un proceso real para mantener estable la temperatura de reacción pese a la adición de vapor debería aumentarse el flujo de aire o suministrar calor externamente al reactor, dado que la adición de vapor, a una temperatura menor a la de reacción, ocasionaría una disminución en la temperatura del proceso, pues todas las reacciones en las que este participa son endotérmicas. Tendencias similares en la concentración de gases combustibles fueron reportadas por Seo et al. (Seo, Goo, Kim, Lee, & Choi, 2010) para gasificación en lecho fluidizado usando tanto aire como vapor de agua como agentes gasificantes.

Para evaluar el comportamiento del PCI y de la eficiencia en frío del gas (CGE) en función de la temperatura, se muestra en la figura 28 el análisis de sensibilidad realizado con la simulación. Las condiciones representadas en la figura 28 corresponden $ER=0.34$ y $S/F=0.069$.

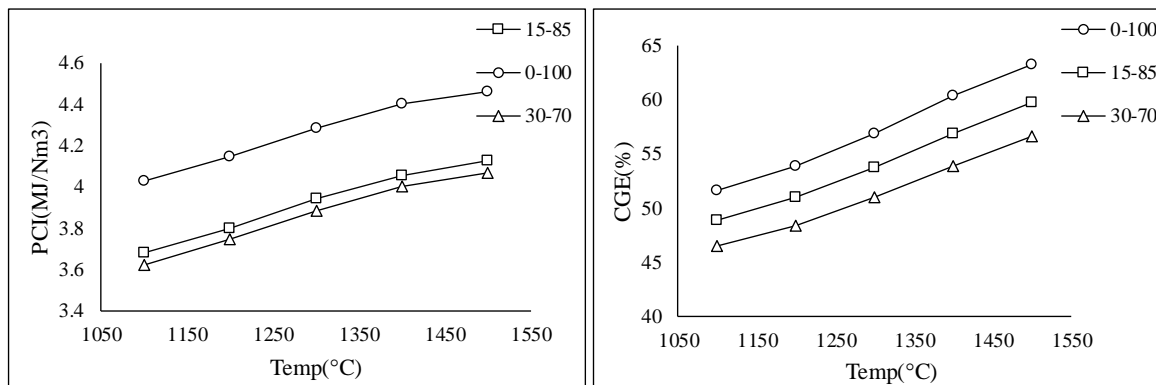


Figura 28. Comportamiento del PCI y CGE con el aumento de temperatura para cada una de las relaciones carbón-biomasa.

Fuente: Autor

Puede apreciarse que, vía simulación, el mayor PCI y CGE fue logrado para el caso 100% biomasa dentro del reactor, esto se debe al alto contenido de volátiles de la biomasa lo que favorece la formación de H_2 y CO . Por otro lado, es importante resaltar que el mejor PCI y CGE se obtuvo para la menor relación S/F , la cual se obtuvo al comparar este parámetro para todas las relaciones S/F planteadas (no mostradas aquí), esto se debe a que más vapor aumenta el contenido de H_2 para una temperatura fija, pero disminuye el contenido de CO a la vez que aumenta el CO_2 como logra apreciarse en la figura 27. Resultados similares fueron reportados por Seo et al. (Seo et al., 2010), pero en gasificación en lecho fluidizado usando aire y vapor de agua como agentes gasificantes.

En aras de evaluar el comportamiento en la concentración de los gases combustibles con la variación de la relación de equivalencia, se ha establecido un flujo constante de material (carbón-biomasa) de 3.2kg/h, y un flujo de aire de 75 a 160 L/min, el cual proporciona relaciones de equivalencia en el rango de 0.25 a 0.54, y una S/F constante de 0.069. La Figura 29 muestra el comportamiento en la composición de los gases y el PCI para las condiciones establecidas. Puede observarse que a medida que ER aumenta, las concentraciones de H_2 , CO y CH_4 disminuyen, caso opuesto a lo que sucede con el CO_2 y el N_2 , los cuales, al tener más aire en el proceso bajo un flujo de material fijo, el proceso se acerca más a combustión. Un comportamiento similar fue obtenido por Han et al. (Han et al., 2017) mediante simulación es Aspen Plus para un reactor de lecho fijo equicorriente. Así mismo, es claro que al disminuir los gases combustibles H_2 , CO y CH_4 , el PCI se reducirá.

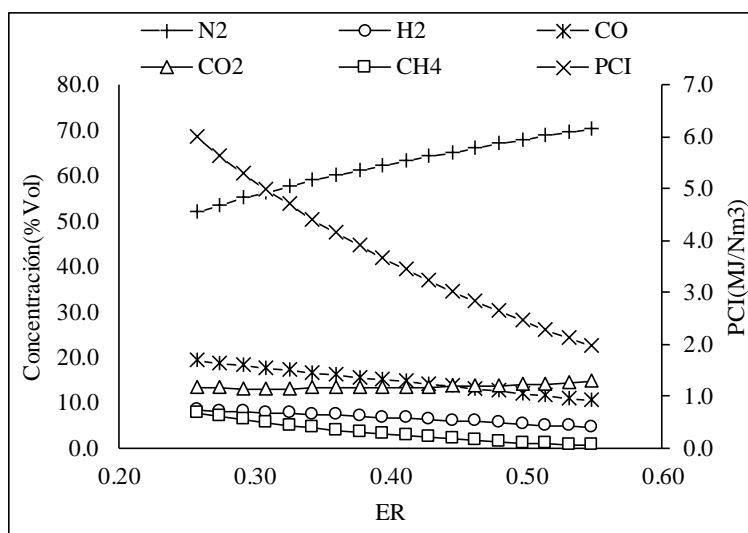


Figura 29. Comportamiento concentración de gas y PCI para ER variable y S/F constante y 100% biomasa.

Fuente: Autor

Al comparar las figuras 28 y 29 el mayor valor del PCI es diferente, esto se debe a que las condiciones mostradas en la figura 28 son distintas a las evaluadas en la figura 29, es decir, mientras que en la figura 28 sólo existe una ER fija (0.34, valor tomado de los resultados experimentales), para la figura 29 este valor es variable (0.25-0.54), además, la figura 28 implica variación de la temperatura (1100-1500°C), mientras que en la figura 29 este valor es fijo.

A manera de síntesis, puede concluirse que las estimaciones de la simulación son cercanas a las que podrían obtenerse en procesos reales de gasificación en lecho fijo, sin embargo, tal cual como se manifestó antes, el CH₄ es sobrestimado. El PCI más alto correspondió a valores de ER entre 0.27 y 0.33 los cuales proporcionan valores de 4.1 a 5.0 MJ/Nm³, esto con un flujo de vapor de 0.2kg/h. Por su parte, flujos de vapor para una temperatura fija aumentan el porcentaje de H₂, pero disminuyen los valores de CO y CH₄.

Así mismo, es claro que el incremento en la temperatura aumenta la concentración de CO y de H₂, sin embargo, para un reactor que opera bajo gasificación autotérmica, esto sólo podría ser logrado con la introducción al lecho de más oxidante (en este caso aire) o mediante una fuente externa de calor (gasificación no autotérmica), lo anterior ocasionaría un gasto energético mayor, lo que a su vez incrementaría los costos asociados al proceso.

Finalmente, si se quisiera maximizar la densidad energética del gas bajo las condiciones de experimentación que se muestran en los resultados asociados a la fase 4 de esta investigación, deberán tenerse valores cercanos a los establecidos en las etapas de simulación, es decir tener intervalos de flujos de oxidante y materiales escalables a los valores tratados en esta sección.

Las simulaciones presentadas junto con los resultados obtenidos en el capítulo 3, permiten delimitar la región de experimentación para la fase experimental final de este proyecto.

4.3.Resultados Desarrollo experimental final

Acorde a las características del diseño 3^2 descrito en el capítulo 2, y con los resultados presentados en el capítulo 3, se seleccionan como factores de diseño el flujo de aire y relación carbón-biomasa, y como variables de salida la velocidad de frente de llama, el PCI del gas y la eficiencia en frío del proceso. De los anteriores, solo la Vff es analizada estadísticamente por considerar que sus resultados se extienden al PCI y a la CGE.

El flujo de aire se fijó en un valor mínimo de 75 l/min y un máximo de 105 l/min, así mismo, se probaron las relaciones carbón-biomasa 0%, 15% y 30%, donde el porcentaje indica la cantidad de carbón en volumen en la mezcla. Se realizó una réplica del experimento con el fin de verificar la validez de los resultados. Antes de proceder a mostrar los resultados del proceso de gasificación obtenido con el diseño de experimentos, se hace necesario evaluar los supuestos de normalidad, homocedasticidad e independencia, con el fin de que los resultados obtenidos con el diseño de experimentos sean válidos.

4.3.1. Evaluación de supuestos

El análisis estadístico del diseño de experimentos implica validar el cumplimiento de los supuestos de normalidad, homocedasticidad e independencia, una vez validado estos parámetros, puede considerarse que los resultados arrojados por el análisis de varianza son concluyentes.

4.3.1.1.Supuesto de Normalidad

El supuesto de normalidad es evaluado mediante la prueba de Shapiro-Wilk, cuyo estadístico mide la hipótesis de que los datos provienen de una distribución normal. En este caso si el valor-P del estadístico de Shapiro-Wilk es mayor que el nivel de significancia especificado se concluye que los datos son normales. Aquí se evalúa la normalidad de la velocidad de frente de llama 1-5, dado que esta abarca el promedio del comportamiento de las velocidades restantes.

Tabla 21. Prueba de normalidad Shapiro-Wilk

Prueba Shapiro-Wilk	Vff15
Estadístico	0.947297
Valor-P	0.386507

Fuente: Autor

Dado que el Valor-P obtenido es mayor que el nivel de significancia (0.05) se concluye que los datos (residuales) son normales. Aquí se evalúa la normalidad de la velocidad de frente de llama 1-5, dado que esta abarca el comportamiento promedio de las velocidades restantes.

4.3.1.2.Supuesto de Homocedasticidad

En el caso de evaluar la homocedasticidad, se han llevado a cabo las pruebas de Bartlett y Levene's las cuales evalúan la hipótesis de que la desviación estándar (σ) dentro de los niveles de cada factor (Flujo de aire y % carbón-biomasa) sean la misma. Los resultados para esta prueba se muestran en la tabla 22.

Tabla 22. Supuesto de homocedasticidad

Flujo de aire		Vff15
Bartlett	Estadístico	1.00962
	Valor-P	0.936189
Levene's	Estadístico	0.0655225
	Valor-P	0.936845
%carbón-biomasa		Vff15
Bartlett	Estadístico	1.24918
	Valor-P	0.216008
Levene's	Estadístico	1.6521
	Valor-P	0.224675

Fuente: Autor

De la tabla 22, puede concluirse que para el factor de diseño Flujo de aire, tanto la prueba de Bartlett y Levene's presentan un valor-P mayor que 0.05 por lo que puede considerarse que los datos son homocedasticos, así mismo, la figura 30 muestra la prueba grafica de homocedasticidad para los valores de Vff como puede apreciarse no hay un patrón claro, por lo que se ha considerado que los datos son homocedasticos.

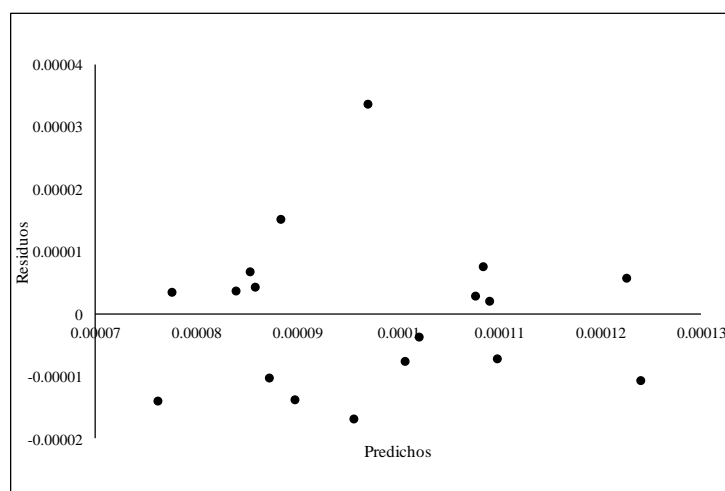


Figura 30. Prueba grafica de homocedasticidad

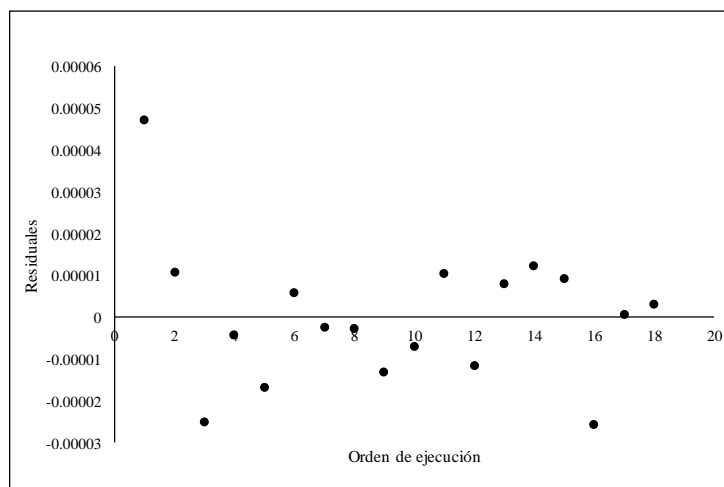
Fuente: Autor

4.3.1.3. Supuesto de independencia

Para evaluar el supuesto de independencia se ha realizado la prueba de Durbin-Watson, cuyo estadístico prueba los residuos para determinar si existe alguna correlación significativa basada en el orden en que se presentan los datos, si el valor-P de esta prueba es mayor que el nivel de significancia (0.05, por lo general), se considera que los datos son independientes. así mismo, puede verificarse la independencia al graficar los residuos contra el orden de ejecución de las corridas y verificar si existe algún patrón en el comportamiento de los datos que pueda indicar que el supuesto de independencia no se cumple, la tabla 23 y la figura 31 muestran dichas pruebas.

Tabla 23. Prueba de independencia de Durbin-Watson

	Vff15
Estadístico Durbin-Watson	1.72083
Valor-P	0.2446

Fuente: Autor**Figura 31.** Prueba grafica de independencia**Fuente:** Autor

De la tabla 23 dado que el valor-P para los estadísticos de Durbin-Watson es mayor que 0.05 se considera que los datos son independientes. Así mismo, la figura 31 no muestra un patrón en el comportamiento de los residuales.

Ahora bien, la tabla 24 muestra el ANOVA que se obtuvo para las condiciones experimentales mostradas en la tabla 25.

Tabla 24. Tabla ANOVA para Vff₁₋₅

Fuente	Suma de Cuadrados	Grados de libertad	Cuadrado Medio	Fo	Valor P
A: Flujo de aire	7.64E-10	1	7.64E-10	22.21	0.0006
B: %carbón-biomasa	3.39E-09	1	3.39E-09	98.6	0.000
AA	7.61E-11	1	7.61E-11	2.21	0.165
AB	3.10E-11	1	3.10E-11	0.9	0.3629
BB	3.07E-10	1	3.07E-10	8.94	0.0123
bloques	1.44E-10	1	1.44E-10	4.18	0.0657
Total (Error)	3.78E-10	11	3.44E-11		
Total (corridas)	5.09E-09	17			

Fuente: Autor

Tabla 25. Condiciones experimentales y respuesta de variable de salida Vff

Corrida		Flujo de aire L/min	% Carbón	Vff12 (m/min)	Vff23 (m/min)	Vff34 (m/min)	Vff45 (m/min)	Vff56 (m/min)	Vff15 (m/min)
Rep 1.	1	105	15	1.675042.E-04	8.457375.E-05	7.581501.E-05	1.026905.E-04	8.387854.E-05	9.822700.E-05
Rep 1.	2	90	30	9.186111.E-05	7.421701.E-05	1.305483.E-04	9.549274.E-05	8.165932.E-05	9.413537.E-05
Rep 1.	3	75	15	6.094588.E-05	8.691118.E-05	9.208103.E-05	9.324879.E-05	8.499065.E-05	8.081135.E-05
Rep 1.	4	90	0	1.132503.E-04	1.190476.E-04	1.133273.E-04	1.167951.E-04	1.100837.E-04	1.155535.E-04
Rep 1.	5	105	0	1.167134.E-04	1.250313.E-04	1.111358.E-04	1.107910.E-04	1.234263.E-04	1.156404.E-04
Rep 1.	6	105	30	1.143903.E-04	9.482268.E-05	7.687577.E-05	8.383635.E-05	8.329169.E-05	9.044863.E-05
Rep 1.	7	75	30	6.060606.E-05	5.963029.E-05	8.103728.E-05	6.865303.E-05	8.685079.E-05	6.647168.E-05
Rep 1.	8	75	0	1.082720.E-04	9.984026.E-05	1.026062.E-04	1.043841.E-04	1.143641.E-04	1.036860.E-04
Rep 1.	9	90	15	8.538251.E-05	7.162298.E-05	9.828976.E-05	8.697165.E-05	9.191176.E-05	8.448443.E-05
Rep 2.	1	90	15	7.354023.E-05	6.522306.E-05	9.302326.E-05	9.417969.E-05	8.655011.E-05	7.952602.E-05
Rep 2.	2	90	0	1.102536.E-04	1.075038.E-04	1.282051.E-04	1.099384.E-04	1.062248.E-04	1.134173.E-04
Rep 2.	3	105	15	9.072764.E-05	9.216590.E-05	1.033485.E-04	8.538251.E-05	9.426848.E-05	9.246417.E-05
Rep 2.	4	75	30	5.323680.E-05	4.921260.E-05	6.206554.E-05	8.352823.E-05	7.295010.E-05	5.953444.E-05
Rep 2.	5	75	0	1.052632.E-04	9.476876.E-05	1.158212.E-04	1.003210.E-04	9.248983.E-05	1.034822.E-04
Rep 2.	6	75	15	7.753140.E-05	7.765181.E-05	8.741259.E-05	7.374631.E-05	8.427440.E-05	7.877738.E-05
Rep 2.	7	105	30	6.491820.E-05	6.331518.E-05	9.007386.E-05	9.518370.E-05	9.187799.E-05	7.574897.E-05
Rep 2.	8	105	0	1.164415.E-04	1.247194.E-04	1.104484.E-04	1.132503.E-04	1.212709.E-04	1.159756.E-04
Rep 2.	9	90	30	6.640106.E-05	9.233610.E-05	7.862872.E-05	8.628128.E-05	8.026971.E-05	7.968445.E-05

Fuente: Autor.

Con los supuestos del modelo evaluados, los resultados mostrados en la tabla 24 son totalmente confiables, el análisis de varianza muestra mediante el análisis estadístico la fuerte influencia de los factores: flujo de aire y porcentaje de carbón-biomasa sobre la variable de salida (V_{ff1-5}).

4.4.Comportamiento de los principales parámetros asociados al proceso de gasificación

Concluido y validado el análisis estadístico de la sección anterior, se procede a mostrar y calcular los parámetros más representativos del proceso de gasificación obtenidos en la etapa experimental de dicha sección.

4.4.1. Campo de temperaturas

La figura 32 muestra el comportamiento del campo de temperaturas para las pruebas experimentales que se llevaron a cabo. Puede observarse que para el flujo de aire de 75 l/min se presenta un espaciamiento más amplio entre líneas de temperatura que los flujos de aire de 90 y 105 l/min respectivamente, independientemente de los porcentajes de carbón de cada prueba, esto es una indicación de la velocidad de consumo de material menor con el menor flujo de aire. Cuando existe mayor flujo, hay una cantidad de oxígeno mayor, por lo que las reacciones de oxidación ocurren más rápidamente, así mismo, la temperatura alcanzada debe ser más alta mientras más cantidad de oxígeno entre al sistema, sin embargo, algunos factores no controlables como las condiciones atmosféricas a las cuales se hayan desarrollado las pruebas pueden influir en el comportamiento del mismo.

Puede observarse también, que para las pruebas que incluyen mezclas carbón-biomasa, el tiempo de duración de estas es más largo, esto se debe a que el consumo de carbón hace que el proceso de descomposición y oxidación sea más lento, lo que a su vez ocasiona que el proceso en general sea más inestable, a la vez que provoca que el material (carbón-biomasa) se aglomere en el reactor lo que en un proceso en continuo impediría el flujo de material. Dicha aglomeración de material también fue observada sobre los termopares, lo que falsea la temperatura modificando ligeramente la constante de tiempo del instrumento.

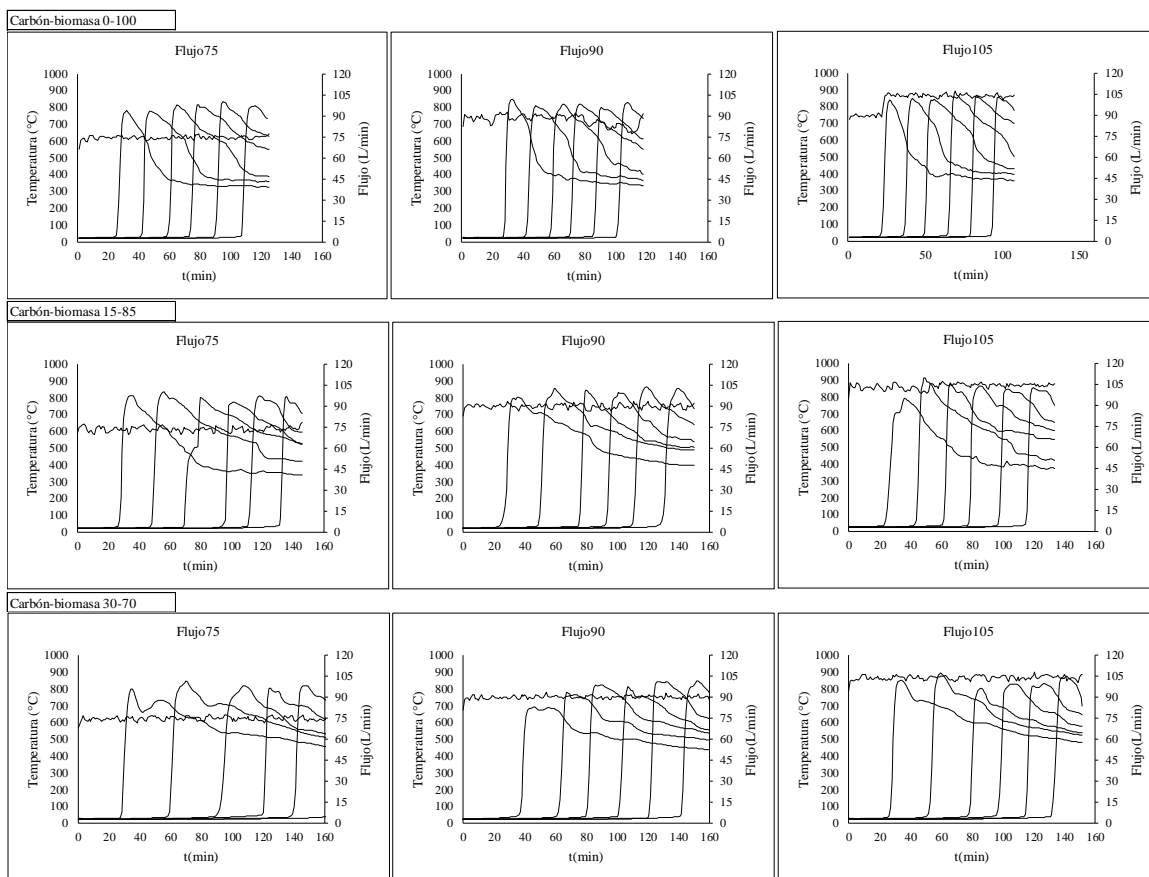


Figura 32. Campo de temperaturas pruebas experimentales

Fuente: Autor

Las variaciones observadas en el flujo de aire se deben a ruido eléctrico y no afectan de manera considerable el experimento.

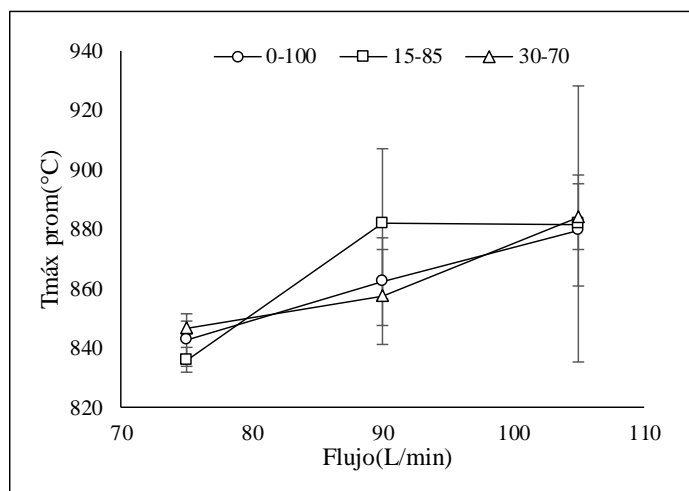


Figura 33. Temperatura máxima promedio

Fuente: Autor

De la figura 33, puede observarse que los puntos de máxima temperatura corresponden a los flujos de 105 l/min, esto es acorde a lo que se esperaba. No obstante, para un flujo de 90l/min, relación carbón-biomasa 15-85 se presenta un máximo atípico que se mantiene prácticamente constante hasta el flujo de 105l/min, este resultado, se debe a la disposición del material dentro del reactor. Por otro lado, la mayor temperatura se alcanza para el caso en que el reactor se encuentra operando con los porcentajes de carbón de 30 y 15% respectivamente, esto se debe a la mayor cantidad de energía ingresado al lecho en forma de carbón mineral.

4.4.2. Velocidad de frente de llama y consumo de material

La velocidad de frente de llama es un parámetro que depende en gran medida de la cantidad de agente gasificante que entra al sistema, por tanto, este parámetro deberá ser mayor a medida que más flujo de aire (agente oxidante) ingresa al reactor, así mismo, la tasa de consumo de material también es influenciada por este factor. Una cantidad mayor de aire implica un porcentaje mayor de oxígeno al proceso y mayor temperatura, por lo que las reacciones que ocurren en la etapa de oxidación y reducción se desarrollan con mayor rapidez. Así mismo, a medida que el proceso transcurre, las paredes del reactor ganan energía térmica que a su vez es transferida al material de gasificación en las fases de secado y en la zona temprana de pirolisis, por lo que estas reacciones se ven favorecidas en términos de velocidad hacia la parte final del proceso. De la figura 34 puede observarse que para las relaciones carbón-biomasa 0-100, 30-70 y 15-85 (% Vol.), a medida que el flujo de aire es mayor, la velocidad de frente de llama y la tasa de consumo de material aumenta. Por otra parte, la relación 15-85 mostró un comportamiento atípico para estas dos variables (Vff y consumo de material) al compararla con las demás relaciones, este comportamiento se atribuye a la disposición del material dentro del reactor.

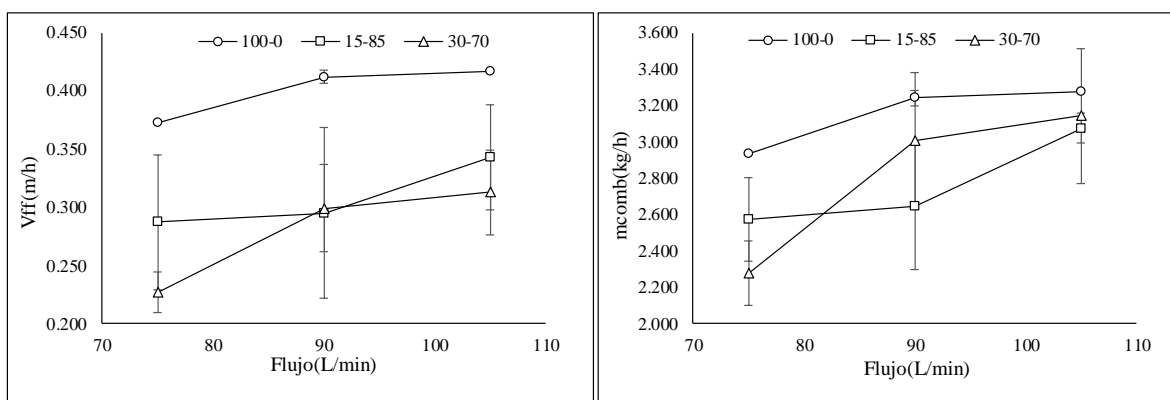


Figura 34. Velocidad de frente de llama y consumo de material

Fuente: Autor

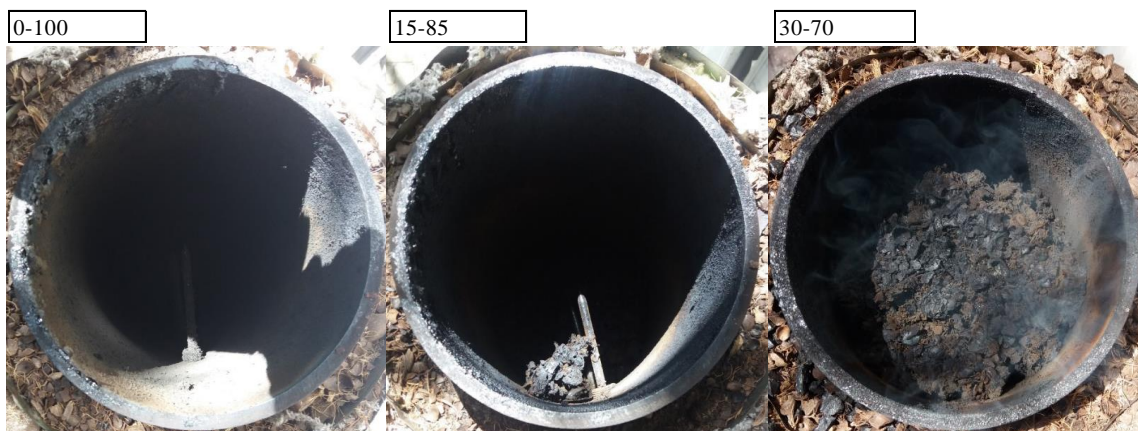


Figura 35. Aglomeración de material una vez finalizada cada prueba, con flujo de aire de 90l/min.

Fuente: Autor

Como puede observarse en la figura 35, se presenta una mayor aglomeración para la relación carbón-biomasa 30-70 (% volumen), obstruyendo el flujo de aire en el reactor y restringiendo la lectura de temperatura de los termopares. La aglomeración del carbón ocurre en la desvolatilización de este cuando se alcanza la temperatura de “ablandamiento”, debido al desprendimiento de volátiles, el carbón “plástico” se funde y produce coque, esto ocurre a temperaturas alrededor de 400°C (Singh Brar, Singh, Zondlo, & Wang, 2013), teniendo en cuenta que las temperatura alcanzada durante las pruebas realizadas se encuentra alrededor de 880 a 900°C, y una de salida de gases en torno a 400-500°C para los experimentos que involucraron mezclas de carbón-biomasa, se evidencia entonces que esto ha sido el causante de que el carbón se haya aglomerado en las paredes del reactor. Resultados similares en co-gasificación de carbón-biomasa en lecho fijo equicorriente fue reportada por Singh et al. (Singh Brar et al., 2013), quienes en su trabajo evaluaron la influencia de las relaciones carbón-biomasa en la composición de gas de gasificación en un reactor de 10kW_e utilizando aire y mezclas aire-vapor de agua como agentes oxidantes.

4.4.3. Composición del gas de gasificación

El alto contenido de volátiles que posee la biomasa la hace un material adecuado para la gasificación, por otro lado, el carbón mineral es un compuesto con bajo contenido de volátiles, pero alto porcentaje de carbono. La figura 36 y 37 muestra la composición promedio del gas obtenido en las pruebas experimentales desarrollados en esta investigación. Como puede apreciarse, no existe una tendencia clara en el comportamiento de la concentración del gas obtenido, esto puede deberse a la alta variabilidad observada durante las pruebas, donde las variaciones naturales del proceso no permiten evidenciar los cambios debido a los niveles de los factores.

Dado que la ER en las pruebas realizadas es función del flujo de aire y de material, este último depende directamente de las relaciones carbón-biomasa utilizadas durante las pruebas, a mayor flujo de aire, más rápido es la cantidad de material consumido, entonces, la velocidad

de consumo de material es compensada por la cantidad de aire utilizado en las pruebas, lo que a su vez limita los rangos de la ER.

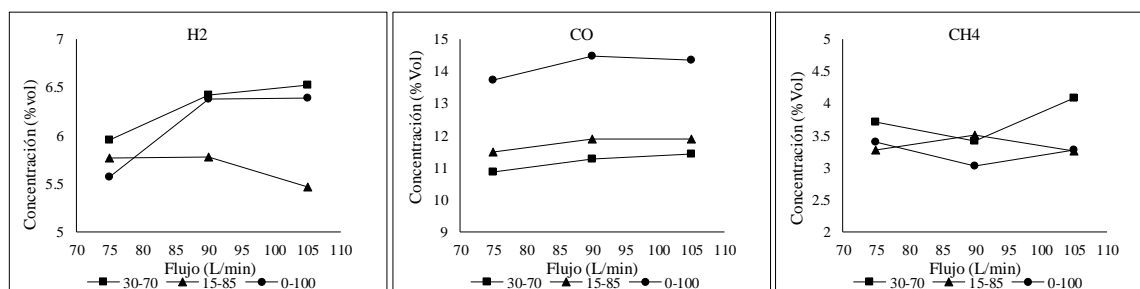


Figura 36. Composición individual de gas (H₂-CO-CH₄) acorde a las relaciones carbón-biomasa y flujo de aire.

Fuente: Autor

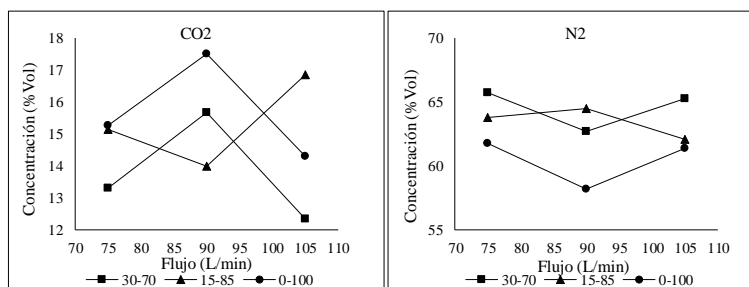


Figura 37. Composición individual de gas (CO₂-N₂) acorde a las relaciones carbón-biomasa y flujo de aire

Fuente: Autor

De la figura 36 puede concluirse que los valores más altos de la concentración para H₂ corresponden a los porcentajes carbón-biomasa 30-70 y 0-100 (% Vol) respectivamente, teniendo valores mínimos para flujo de aire de 75 l/min. Cuando el flujo de aire se mantiene en el rango de 90 a 105 l/min, el H₂ presenta un leve aumento, esto se debe a que con estos flujos se obtienen valores de ER entre 0.28 y 0.34 respectivamente. Tendencias similares para 100% biomasa fueron reportadas por (Lapuerta, Hernández, Pazo, & López, 2008)-(Hernández, Aranda-Almansa, & Serrano, 2010), en un reactor operando con aire como agente oxidante pero con calentamiento externo, y en lecho fijo equicorriente utilizando aire y mezclas vapor-aire como agentes oxidantes(Singh Brar et al., 2013), estos estudios se caracterizan porque la concentración del gas proporcionó mejores valores para los casos que involucraron 100%biomasa, sin embargo, en este trabajo la mejor composición para este gas correspondió a la mezcla con un porcentaje en volumen de carbón de 30% (aproximadamente 46% en peso), valores altos de H₂ en lecho fluidizado burbujeante fue reportado por Qixiang et al. (Xu et al., 2015) en su trabajo, la mayor concentración de H₂ correspondió a mayores porcentajes de carbón en la mezcla (variación Biomasa carbón 30-70% en peso), resultados similares reportaron (Franco et al., 2015), (André et al., 2005) y (Yoo et al., 2018).

Para el caso de CO, valores más altos correspondieron a los casos en que hubo mayores porcentajes de biomasa en el reactor (relaciones carbón-biomasa 0-100 y 15-85), al igual que

el caso del H_2 , los mejores valores correspondieron a los flujos de aire de 90 y 105 l/min, manteniéndose prácticamente constante. Resultados similares para la composición de CO en lecho fijo fue reportada por (Singh Brar et al., 2013), (Fermoso et al., 2010) y (Valdés, Chejne, Marrugo, Macias, Gómez, Montoya, Londoño, La, et al., 2016) (en lecho fluidizado burbujeante acoplada a industria cerámica), sin embargo, (Patel, Patel, Varia, & Patel, 2017) reportó que no hubo una clara variación del contenido de CO cuando se agregaron porcentajes de biomasa al carbón. No obstante, mayor concentración de CO puede deberse a que la biomasa tiene un contenido de oxígeno mayor por lo que se favorece la reacción de formación de monóxido de carbono $C + 0.5O_2 \rightarrow CO$.

La concentración de CH_4 tuvo valores máximos para las relaciones carbón-biomasa 30-70 y 0-100 (% Vol.), otros autores no han reportado un cambio significativo del CH_4 con el aumento de las relaciones carbón-biomasa (Kumabe et al., 2007), (Patel et al., 2017).

Un comportamiento atípico proporcionó el valor de la concentración de CO_2 , teóricamente, el CO_2 debería aumentar cuando existe mayor flujo de aire (al mantenerse constante el suministro de combustible), dado que el proceso se acerca más a combustión, sin embargo, como puede apreciarse en la figura 37, el CO_2 disminuye para el caso de las proporciones carbón-biomasa 0-100 y 30-70 para los flujos de 75 y 105 L/min respectivamente, mostrando un pico máximo para flujos de 90L/min. Por otro lado, para las proporciones carbón-biomasa 15-85 (% Vol.) valores más altos de CO_2 correspondieron al flujo de 105L/min. Es posible que el comportamiento de este gas se deba a variabilidad del proceso.

4.4.4. Poder calorífico inferior del gas.

El poder calorífico inferior del gas obtenido en este trabajo ha sido estimado mediante la ecuación 18 (Ecu. 18) acorde a la relación propuesta por Kuo et al. (Kuo et al., 2014).

$$PCI_{(gas)} = (30 * nCO + 25.7 * nH_2 + 85.4 * nCH_4) * 4.2$$

La figura 38 muestra el comportamiento del poder calorífico inferior para cada una de las relaciones carbón-biomasa y con respecto a cada uno de los flujos de aire con que se trabajaron. Se puede notar una ligera tendencia al aumento del PCI con los mayores flujos de aire, lo que está asociado con la temperatura máxima alcanzada por el proceso. Puede apreciarse que los mejores resultados se obtuvieron para las relaciones que involucraron 100% biomasa seguido por la relación 30-70 (% Vol.). La relación 15-85(% Vol.) ha mostrado un comportamiento atípico evidente en la amplia ventana de confianza. Este resultado se debe a variaciones no controladas del experimento

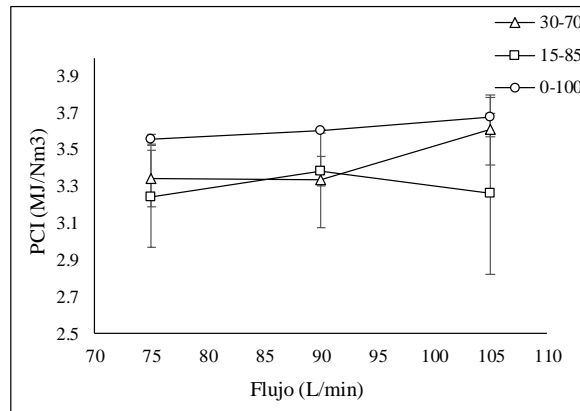


Figura 38. PCI gas en MJ/Nm³

Fuente: Autor

La figura 39 muestra el comportamiento promedio de la CGE para cada relación carbón-biomasa.

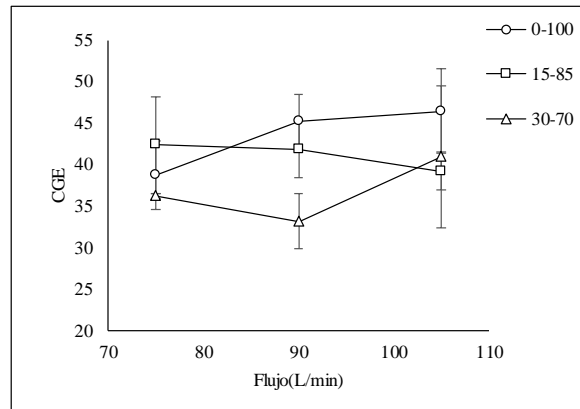


Figura 39. Comportamiento CGE promedio

Fuente: Autor

Tal como se mencionó anteriormente, no fue posible establecer un patrón general de comportamiento de la CGE en función del flujo de aire y de la concentración de carbón en la mezcla. Se observa para 100% biomasa una tendencia a aumentar de la eficiencia con el incremento del flujo de aire, sin embargo, para la relación 15-85 la tendencia se revierte. De forma general podría concluirse de la figura 39 que la mayor CGE se alcanza para los casos que evalúan 100% biomasa, seguida por los casos que involucran 85 y 70% respectivamente. Una tendencia similar fue obtenida mediante las simulaciones desarrolladas en la fase 3 de este trabajo, donde para 100% biomasa se obtuvo la mayor CGE, seguida por las relaciones carbón-biomasa 15-85 y 30-70.

Finalmente, en la fase experimental se ha evaluado la co-gasificación de carbón mineral y cuesco de palma de aceite en un reactor en lecho fijo equicorriente (Flujo invertido) usando aire como agente oxidante. Los principales indicadores de desempeño del proceso de gasificación muestran que la gasificación de 100% cuesco de palma de aceite es más estable

en comparación con los casos que involucran mezclas con carbón, esto se manifiesta principalmente en el comportamiento de la velocidad de frente de llama, la cual, para 100% cuesco mostró su comportamiento más estable. Así mismo, la mayor temperatura del proceso fue alcanzada para los casos que involucraron mezclas carbón-biomasa. En cuanto a la concentración de los gases, el CO y el CO₂ son mayores para el caso de 100% biomasa, lo que se debe al mayor contenido de oxígeno de la biomasa en comparación con el carbón, adicionalmente las menores temperaturas afectan la cinética de las reacciones heterogéneas que permiten formar Metano e hidrógeno a partir de estos compuestos. El H₂ fue mayor para la relación carbón-biomasa 30-70 y de manera general el PCI y la CGE fueron mayores cuando el reactor operó solamente con cuesco de palma, tendencia que fue también evidenciada en la etapa de simulación, como se puede ver en los resultados de la fase 2.

4.5. Intercambiabilidad de gases

La intercambiabilidad de gases se define como la posibilidad de sustituir un gas combustible por otro sin que ocurran cambios en el desempeño operacional de un equipo de combustión, es decir, que no se presenten diferencias desde el punto de vista operacional, eficiencia y emisiones al medio ambiente. Esto implica que en casos de quemadores industriales o de otro tipo no deban realizarse modificaciones en su estructura. La anterior es una definición ideal del intercambio de gases, en la práctica se hace referencia a la intercambiabilidad del gas aproximada, puesto que para que el proceso sea perfecto es necesario que ambos combustibles sean idénticos desde el punto de vista químico (Afanador & Alvarado, 2016), de esta manera, se han establecido varios índices que indican la posibilidad de que un gas pueda intercambiarse con otro dentro de ciertos rangos.

Según Afanador et al. (Afanador & Alvarado, 2016), “no existe un consenso internacional o un acuerdo absoluto en cuanto a la forma de interpretar la intercambiabilidad de gases. Diferentes países e incluso regiones dentro de un mismo país utilizan una variedad de parámetros y rangos operacionales para evaluar el impacto de las variaciones de la calidad de un gas sobre las operaciones de consumo y suministro del mismo. Estas especificaciones son establecidas de acuerdo con regulaciones propias, en función de la calidad requerida y el rango de operatividad que tengan los equipos de combustión”.

4.5.1. Parámetros de la intercambiabilidad de gases

Se muestra desde una mirada general, los principales parámetros asociados al proceso de intercambiabilidad de gases, así como los diferentes métodos que se aplican.

La tabla 26 muestra los métodos “simples”, los cuales comprenden los primeros intentos por abarcar el tema de la intercambiabilidad de gases, así mismo, se hace una breve descripción del índice de Wobbe, el cual será utilizado más adelante en el desarrollo de este trabajo.

Tabla 26. Métodos simples Intercambiabilidad de gases

Método	Tipo de gas	Equipos	Ecuación
Wobbe	Gases manufacturados y naturales	Flujo de gas a través de un orificio de área constante	$IW = \frac{PCS}{\sqrt{dr}}$

AGA	Gases manufacturados y mezcla con poder calorífico de 760 Btu/ft3 (250 gases)	Quemadores atmosféricos. Quemadores en hierro fundido con puertos circulares o rectangulares.	-
Willien	Gases manufacturados con poder calorífico de 500 Btu/ft3	Quemadores atmosféricos	$F = \frac{PCS * \sqrt{dr_a}}{\sqrt{dr_a + (\frac{H_s - 175}{175})} * \sqrt{dr}} *$
Knoy	Mezclas de Glp/aire	Quemadores atmosféricos	$C_{knoy} = \frac{H - 175}{\sqrt{dr}} *$
Schuster	Gases manufacturados	Equipos Alemanes (quemadores para en-sayos Ott)	$S_c = \frac{IW}{S_u} *$

Fuente: (Afanador & Alvarado, 2016) *Una descripción más detallada de los índices, así como los parámetros asociados a la ecuación pueden ser encontrados en (Afanador & Alvarado, 2016)

Corresponden al segundo grupo de métodos para evaluar la intercambiabilidad de gases los índices AGA (American Gas Asociación), y los índices de Weaver, la tabla 27 resume algunas de las principales características.

Tabla 27. Métodos de índices Múltiples

Método	Tipo de gas	Equipos	Ecuación
AGA	Gas natural con alto poder calorífico y con alto contenido de inertes.	Quemadores AGA de precisión (quemadores de prueba)	$C = \frac{H_s * B_s * G_a}{H_a * B_a * G_s}$ $+ \left(\frac{H_a * B_a}{5000 * E_a * F_a} \right) *$ $- \left(\frac{H_s * B_s}{5000 * E_s * F_s} \right)$
Weaver	Mezclas de metano, hidrogeno, monóxido de carbono, Etano, propano, butano, etileno, propileno, acetileno, benceno, nitrógeno y dióxido de carbono	Aplicaciones residenciales usando difusión de llama aireada.	Ver tabla 28*

Fuente: (Afanador & Alvarado, 2016) * Una descripción más detallada de los índices, así como los parámetros asociados a la ecuación pueden ser encontrados en (Afanador & Alvarado, 2016)

El método de índices múltiples AGA hace uso de las siguientes ecuaciones para el análisis completo de la intercambiabilidad de gases:

$$(\text{Índice de desprendimiento de llama}) \quad I_L = \frac{Ka}{\frac{f_a * A_s}{f_s} * A_a \left(K_s - \log \frac{f_a}{f_s} \right)} \quad \text{Ecu. 21}$$

$$(\text{Índice de retroceso de llama}) \quad I_F = \frac{K_s * f_s \sqrt{\frac{hs}{1000}}}{K_a * f_a} \quad \text{Ecu. 22}$$

$$(\text{Índice de puntas amarillas}) \quad I_Y = \frac{f_s * A_a * Y_a}{f_a * A_s * Y_s} \quad \text{Ecu. 23}$$

Los limites correspondientes a determinar el intercambio de gases mediante este método se muestran en la tabla 28, por su parte, la tabla 29 muestra los índices de Weaver.

Tabla 28. Límites índices AGA*

Índices	Gas natural con alto poder calorífico		Gas natural con alto contenido de metano		Gas natural con alto contenido de inertes	
	Preferible	Objetable	Preferible	Objetable	Preferible	Objetable
IL	< 1.00	> 1.12	< 1.00	> 1.06	< 1.00	> 1.03
IF	< 1.18	> 1.20	< 1.18	> 1.20	< 1.18	> 1.20
IY	> 1.00	< 0.70	> 1.00	< 0.80	> 1.00	< 0.90

Fuente: (Afanador & Alvarado, 2016) * Una descripción más detallada de los índices, así como los parámetros asociados a la ecuación pueden ser encontrados en (Afanador & Alvarado, 2016).

Tabla 29. Índices de Weaver*

Índice	Descripción	Criterio
$J_H = \frac{H_s \sqrt{D_a}}{H_a \sqrt{D_s}}$	Índice de intercambiabilidad con respecto a la tasa a la cual se genera el calor. H es el poder calorífico (Btu/ft ³) y D es la densidad relativa del gas.	Para gases exactamente intercambiables en este aspecto $J_H=1$.
$J_A = \frac{A_s \sqrt{D_a}}{A_a \sqrt{D_s}}$	Índice de intercambiabilidad con respecto al suministro de aire para combustión (cambio de la aireación primaria). A es el volumen de aire (expresados pies cúbicos) requerido para la combustión completa de 1 pie cúbico de gas.	Indicador relativo del riesgo de combustión incompleta (generación de monóxido).
$J_L = J_A \frac{S_s 100 - Q_s}{S_a 100 - Q_a}$	Índice de intercambiabilidad con respecto al desprendimiento de llama. S es la máxima velocidad de propagación de la llama en una mezcla gas-aire, expresada como una fracción de la velocidad de la llama para el hidrógeno; Q es el porcentaje oxígeno en el gas.	$J_L=1$ (gases completamente intercambiables). Muestra la tendencia relativa de las llamas de los dos gases a separarse de los puertos del quemador
$J_F = \frac{S_s}{S_a} - 1.4J_A + 0.4$	Índice de retroceso de llama.	Muestra la tendencia relativa de las llamas de los dos gases a retroceder al interior de los quemadores. Cuando $J_F=0$, no hay diferencia entre los dos gases en este aspecto.
$J_Y = J_A + \frac{N_s - N_a}{110} - 1$	Índice de intercambiabilidad con respecto a la formación de puntas amarillas. N es el número de átomos de carbono liberados por cada cien moléculas de gas.	J_Y es una medida de la tendencia relativa de los dos gases a producir puntas amarillas y liberar hollín. Cuando $J_Y=0$ no hay por qué preocuparse.
$J_I = J_A - 0.366 \frac{R_s}{R_a} - 0.634$	Índice de combustión incompleta. R es la relación entre el número de átomos de hidrógeno	Para gases exactamente intercambiables en este aspecto, $J_I=0$. Es una expresión general para las tendencias relativas de los dos gases para liberar monóxido de carbono.

Fuente: (Afanador & Alvarado, 2016) * Una descripción más detallada de los índices, así como los parámetros asociados a la ecuación pueden ser encontrados en (Afanador & Alvarado, 2016)

Los métodos de AGA y de Weaver están basados en pruebas experimentales para gases y quemadores específicos que podrían no considerar los actuales quemadores en la industria.

La descripción detallada del cálculo de la intercambiabilidad mediante estas metodologías y cada uno de los parámetros asociados se presenta en (Afanador & Alvarado, 2016).

Por otro lado, existen también métodos gráficos en los cuales se evalúa la intercambiabilidad de un gas con otro luego de estimar algunos parámetros de índole térmica y fluido dinámica que permiten ubicarse en una región específica de un diagrama experimental. De esta manera se define posible intercambio de un gas con otro. La tabla 30 resume varios de estos métodos.

Tabla 30. Métodos gráficos para intercambiabilidad de gases*

Método	Tipos de gas	Quemadores
Delbourg	Gases de la 1ª Familia: Gases manufacturados ricos en hidrogeno; mezclas de gas natural/aire; mezclas propano/aire. Gases de la 2ª Familia: Gases naturales	Controlador Bruleur (quemador de prueba) para caracterizar equipos residenciales franceses.
Gilbert-Prigg	Gases de la 1ª Familia: Gases manufacturados ricos en hidrogeno y en cuatro rangos de índice Wobbe 701 a 760 Btu/ft ³ ; 641 a 700 Btu/ft ³ ; 591 a 640 Btu/ft ³ ; 530 a 590 Btu/ft ³	Equipos británicos, quemadores residenciales. Quemadores atmosféricos típicos construidos en hierro fundido con puertos circulares (Potencia por unidad de área del puerto del quemador: 40000 a 70000 Btu/h.in ² , aireación primaria: 50-60%)
Holmqvist	Gas manufacturado, gas producido, gas de agua	Quemadores Atmosféricos
Harris-Lovelace	Gases naturales, GNL, gas natural sintético	Quemadores modernos atmosféricos. Quemadores residenciales construidos en hierro fundido, (Potencia por unidad de área del puerto del quemador: 25000 Btu/h.in ² , aireación primaria: 55-70%).
Harris-Wilson	Gases naturales, GNL, gas natural sintético	Equipos modernos ingleses con quemadores atmosféricos (con aireación inicial y posterior).
France	Mezcla multicomponente de metano, hidrogeno, propano, nitrógeno, y dióxido de carbono representativos de los gases naturales y gases naturales sintéticos.	Quemadores atmosféricos (con aireación inicial y posterior)
Grummer, Harris and Rowe	Mezclas de hidrogeno, monóxido de carbono, metano, etileno, y nitrógeno para representar gases manufacturados, gases de aceite, propano/aire y gases naturales	Quemadores de laboratorio (tubos cilíndricos extensos)
Van Krevelen and Chermin	Mezclas de metano, etano, propano, etileno, propileno, hidrogeno, monóxido de carbono, nitrógeno y dióxido de carbono.	Quemadores atmosféricos (residenciales e industriales)
Van der Linden	Gases naturales	Aplicable a quemadores residenciales e industriales.
Dutton	Mezcla de metano, propano, hidrogeno e inertes	Aplicable a quemadores residenciales e industriales

Fuente: (Afanador & Alvarado, 2016) * Una descripción más detallada de los índices, así como los parámetros asociados a la ecuación pueden ser encontrados en (Afanador & Alvarado, 2016)

Las tablas anteriores describen de manera general los métodos mayormente usados para evaluar la intercambiabilidad de gases, es de resaltar, que la norma ISO 13686:2013(E) (INTERNATIONAL STANDARD Natural gas — Quality designation, 2013) dentro de su designación menciona los métodos AGA, Weaver, Delbourg, entre otros. Dado el alcance de la investigación que aquí se desarrolla, este trabajo hace uso del método de Delbourg para determinar la posibilidad de evaluar la intercambiabilidad de gases cuando se realizan mezclas gas de gasificación y gas natural, se determinará qué porcentaje de syngas es posible agregar el gas natural sin afectar las condiciones operacionales que define la

intercambiabilidad de los gases, para esto se hace una descripción más detallada del índice de Wobbe y del método de Delbourg.

4.5.2. Índice Wobbe

Se define como la relación del poder calorífico de un gas y la raíz cuadrada de su densidad relativa. Este índice describe el fenómeno de flujo de gas a través de un orificio de área constante que funciona como inyector o puerto de entrada de energía a un quemador (figura 40). El IW representa entonces la energía del gas que es inyectado a un quemador.

Mientras valores más grandes del IW se den, mayor será la energía asociada al flujo de gas que pasa por un orificio o inyector de un diámetro determinado que a su vez alimenta a un quemador.

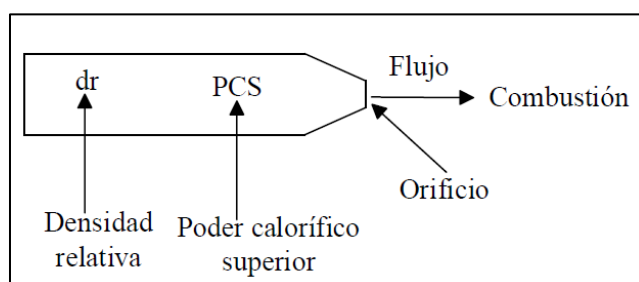


Figura 40. Esquema flujo a través de un orificio

Fuente: tomado de (Afanador & Alvarado, 2016)

De esta manera entonces, partiendo del flujo de gas, se estima la energía que entra al quemador (Q_E) como PCS multiplicado por el caudal volumétrico (Q_V) que fluye (Ecuación 24-25).

$$Q_E = PCS * Q_V \quad \text{Ecu. 24}$$

Es decir:

$$IW = Q_E \propto \frac{PCS}{\sqrt{dr}} \quad \text{Ecu. 25}$$

Así, se puede determinar que:

- La energía que suministra un quemador es directamente proporcional al caudal volumétrico de gas que ingresa a este (considerando que el diámetro y la presión en el inyector son constantes).
- La velocidad del flujo a través de un orificio dado, a presión constante es inversamente proporcional a la densidad relativa del gas.
- El poder calorífico de un gas es directamente proporcional a su densidad relativa.

4.5.3. Método gráfico de Delbourg

Este método gráfico desarrollado en 1953 en Francia, se basa en el índice modificado de Wobbe que se ubica en el eje "Y" y el potencial de combustión que se ubica en el eje "X". A

partir de este gráfico, se muestra la región sobre la cual todos los sistemas térmicos a gas funcionarían adecuadamente. Este método permite obtener límites de desprendimiento de llama, retroceso de llama, combustión incompleta y se complementa con índices para hollín y puntas amarillas (Afanador & Alvarado, 2016). Fue desarrollado para gases de la primera y segunda familia (ver tabla 31). La norma ISO 13686:2013(E) en el apéndice G hace una descripción detallada del método, los apartes que se mostrarán en este trabajo son tomados de esta norma.

Tabla 31. Familia de gases

Familia	Ámbito	Gas de referencia
Primera	Gases con PCS comprendido entre 4.2 y 4.7 termias/m ³ (gases manufacturados)	Gas con PCS de 4.5 te/m ³
Segunda	Gases ricos, gas natural y aire propanado	Metano puro
Tercera	Gases muy ricos, propano-butano	Butano puro

Fuente: GAS NATURAL Características, distribución y aplicaciones industriales

Según lo reportado en la norma ISO 13686:2013(E) el fenómeno de combustión incompleta (producción de CO), desprendimiento de llama y retroceso de llama, se tratan mediante el índice de Wobbe corregido (IW_c) y el potencial de combustión (C).

$$IW_c = K_1 * K_2 * IW \quad \text{Ecu.26}$$

De donde K_1 y K_2 se obtienen de la Figura 41. Mediante la proporción de hidrocarburos en el gas a excepción del metano se determina el valor de K_1 . Por otro lado, K_2 hace uso de la expresión $1000 * \frac{CO + 4O_2 - 0.5CO_2}{PCS}$, donde los gases están en porcentaje y el PCS debe estar en Kcal/Nm³.

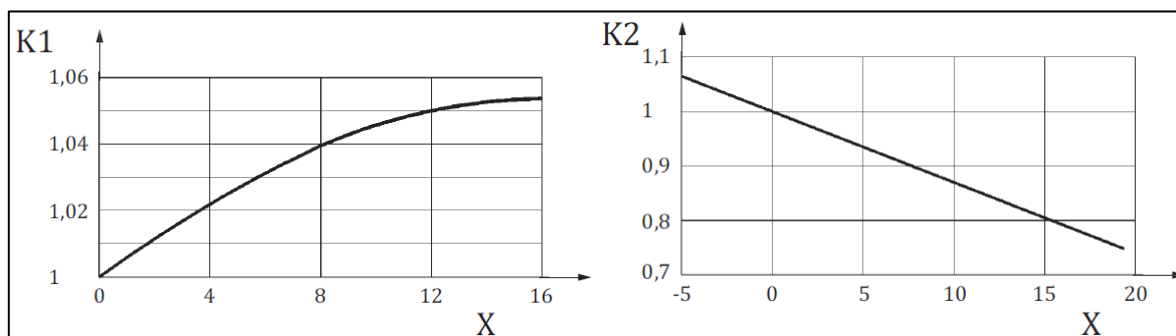


Figura 41. Coeficientes de corrección índice de Wobbe

Fuente: (INTERNATIONAL STANDARD Natural gas — Quality designation, 2013)

Para esta figura, X indica el parámetro del eje horizontal para cada coeficiente de corrección (K_1 y K_2).

La ecuación para el potencial de combustión viene dada por:

$$C = u * \frac{H_2 + 0.7CO + 0.3CH_4 + v \sum aC_n H_m}{\sqrt{dr}} \quad \text{Ecu.27}$$

De donde:

u : Coeficiente de corrección como una función del contenido de oxígeno en el PCS (ver figura 42).

$H_2, CO, CH_4, C_n H_m$: Contenido de cada combustible (%); $C_n H_m$: Todos los hidrocarburos a excepción del metano.

v : Coeficiente de corrección que depende del índice de Wobbe corregido expresado en Kcal/Nm³ (ver figura 42).

a : Coeficiente específico para cada hidrocarburo (ver tabla 32).

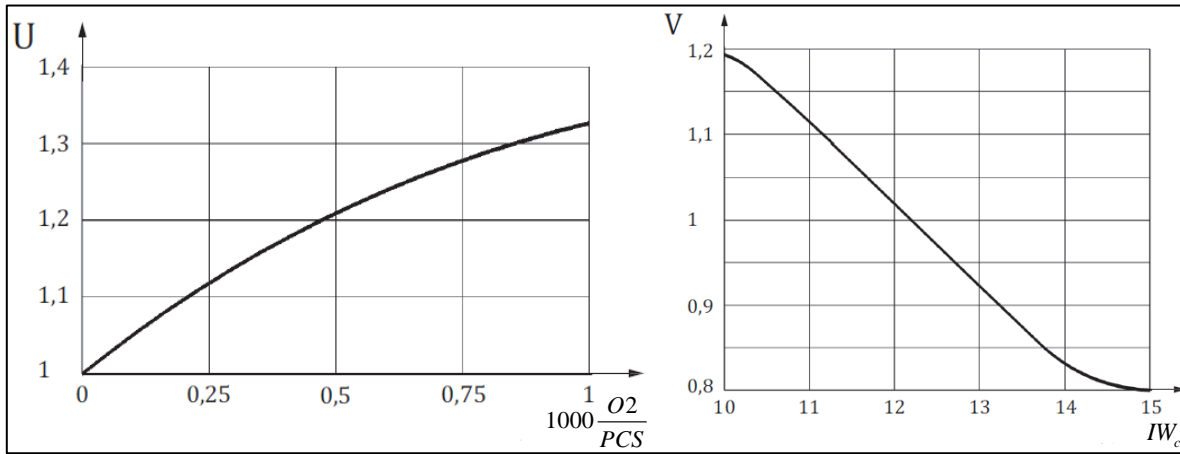


Figura 42. Gráficas para coeficientes u y v .

Fuente: (INTERNATIONAL STANDARD Natural gas — Quality designation, 2013)

4.5.3.1. Índice de Puntas de amarillas

El índice hace posible determinar la ocurrencia de llamas aireadas y esto evita la formación de hollín, viene dado por la siguiente ecuación:

$$I_j = \frac{\sum j^* A}{\sqrt{dr}} * \left(1 - 100 \frac{O_2}{PCS} \right) \quad \text{Ecu.28}$$

donde:

A : Concentraciones de hidrocarburos en el gas (CH_4 y $C_n H_m$) en porcentaje.

O_2 : Contenido de oxígeno del gas (en porcentaje).

j : Coeficiente específico de cada hidrocarburo (ver tabla 32).

Tabla 32. Parámetros método de Delbourg.

Gases		PCS (kcal/m3)	dr (densidad relativa)	a	j (para índice de puntas amarillas)
Monóxido de carbón	CO	3020	0.967	-	0
Hidrógeno	H ₂	3050	0.070	-	0
Metano	CH ₄	9530	0.554	-	1
Etano	C ₂ H ₆	16860	1.049	0.95	2.85
Propano	C ₃ H ₈	24350	1.562	0.95	4.8
n-Butano	n-C ₄ H ₁₀	32060	2.091	1.1	6.8
i-Butano	i-C ₄ H ₁₀	31570	2.064	1.1	6.8
Pentano	C ₅ H ₁₂	40600	2.675	1.15	8.8
Hexano	C ₆ H ₁₄	45600	2.970	1.15	12
Heptano	C ₇ H ₁₀	52900	3.450	1.15	15
Acetileno	C ₂ H ₂	13980	0.906	3	2.4
Etileno	C ₂ H ₄	15180	0.975	1.75	2.65
Propileno	C ₃ H ₆	22430	1.481	1.25	4.8
n-Buteno	n-C ₄ H ₈	29050	1.937	1.5	6.8
i-Buteno	i-C ₄ H ₈	28880	1.937	1.5	6.8
Butadieno	C ₄ H ₆	26500	1.870	2.7	6.1
Benceno	C ₆ H ₆	35250	2.697	0.9	20
Tolueno	C ₇ H ₈	-	-	0.9	16
Nitrógeno	N ₂	0	0.967	0	0
Dióxido de carbón	CO ₂	0	1.529	0	0
Oxígeno	O ₂	0	1.105	0	0

Fuente: (INTERNATIONAL STANDARD Natural gas — Quality designation, 2013)

4.5.3.2. Índice para la ignición directa en el inyector

Hace posible predecir una forma particular de ignición en el inyector, la cual toma lugar en ciertos tipos de calentadores de agua. Este índice tiene un valor igual al contenido de H₂ (%) en el gas.

Una vez determinado el potencial de combustión (C) y el IW_c , se ubican en la gráfica (figura 43), y se determina en qué región queda el gas sustituto en el diagrama, dependiendo de la sección a la que corresponda el gas es intercambiable o no.

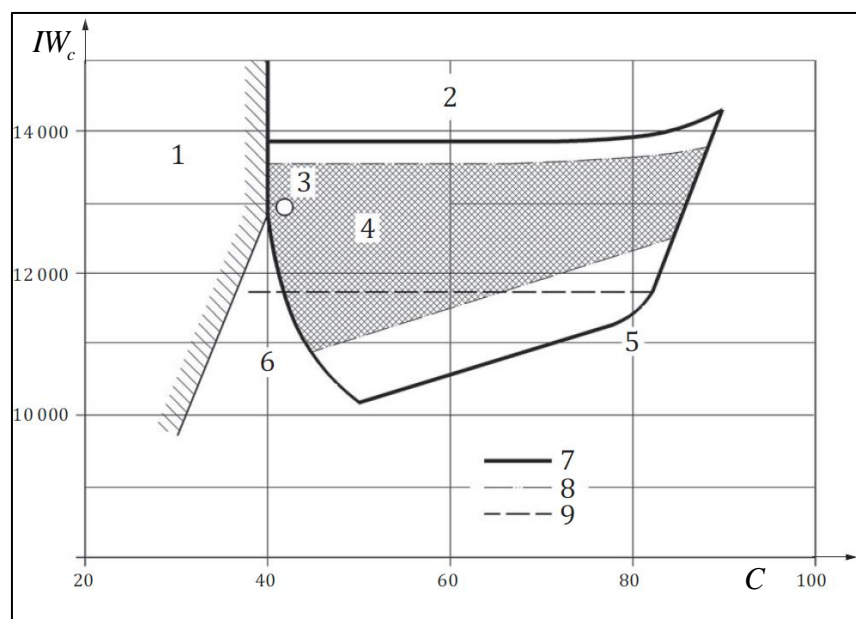


Figura 43. Diagrama de Delbourg

Fuente: (INTERNATIONAL STANDARD Natural gas — Quality designation, 2013)

donde:

- 1: Límite para posibles mezclas de gases
- 2: Combustión incompleta ($\text{CO}/\text{CO}_2 > 0.02$)
- 3: Referencia gas natural
- 4: Funcionamiento satisfactorio
- 5: Retroceso de llama
- 6: Puntas amarillas
- 7: 20mbar suministro de gas
- 8: 12mbar a 80mbar suministro de gas
- 9: Límite para la disminución del 10% en la salida contra el gas natural como referencia; si el gas contiene oxígeno, K_1 se relaciona con IW y no con IW_c .

4.5.4. Estimación de la posible intercambiabilidad del gas de gasificación con el gas natural.

Los cálculos que a continuación se presentan, tienen en cuenta la composición del gas con mayor PCS obtenido mediante las pruebas experimentales desarrolladas. Los gases naturales

han sido tomados de (Pulido, 2017). En la tabla 33 se muestran dichos cálculos para mezclas que contienen desde 0% de gas natural (GN) hasta 100% de gas de gasificación (LCV).

Tabla 33. Resumen cálculos intercambiabilidad de gases

Componentes	dr	LCV	LCV+10% GN	LCV+20% GN	LCV+30% GN	LCV+40% GN	LCV+50% GN	LCV+60% GN	LCV+70% GN	LCV+80% GN	LCV+90% GN	GN
CH ₄	0.554	3.573	11.402	19.230	27.059	34.888	42.716	50.545	58.374	66.203	74.031	81.860
C ₂ H ₆	1.049	0.000	1.161	2.322	3.483	4.644	5.805	6.966	8.127	9.288	10.449	11.610
C ₃ H ₈	1.562	0.000	0.192	0.384	0.576	0.768	0.960	1.152	1.344	1.536	1.728	1.920
C ₄ H ₁₀	2.091	0.000	0.045	0.090	0.135	0.180	0.225	0.270	0.315	0.360	0.405	0.450
CO	0.967	14.291	12.862	11.433	10.004	8.575	7.145	5.716	4.287	2.858	1.429	0.000
H ₂	0.070	6.199	5.579	4.959	4.339	3.719	3.099	2.479	1.860	1.240	0.620	0.000
N ₂	0.967	61.579	55.511	49.443	43.375	37.307	31.239	25.172	19.104	13.036	6.968	0.900
CO ₂	1.529	14.050	12.963	11.876	10.789	9.702	8.615	7.528	6.441	5.354	4.267	3.180
PCS		961.137	1902.072	2843.008	3783.944	4724.880	5665.815	6606.751	7547.687	8488.623	9429.558	10370.494
dr(mezcla)		0.973	0.943	0.912	0.882	0.852	0.822	0.792	0.762	0.732	0.702	0.672
IW		974.575	1959.180	2976.209	4028.132	5117.709	6248.033	7422.587	8645.308	9920.671	11253.789	12650.534
proHC			1.398	2.796	4.194	5.592	6.990	8.388	9.786	11.184	12.582	13.980
IWc)		877.118	1899.621	2930.226	4034.416	5193.195	6472.962	7727.210	9052.415	10428.054	11898.698	13427.581
K ₁		1.000	1.010	1.015	1.022	1.025	1.036	1.040	1.045	1.048	1.051	1.053
K ₂		0.900	0.960	0.970	0.980	0.990	1.000	1.001	1.002	1.003	1.006	1.008
K ₃		7.560	3.355	1.933	1.218	0.788	0.501	0.296	0.141	0.021	-0.075	-0.153
U		1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
V		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.160	0.970	0.890
C		17.516	18.543	19.608	20.715	21.866	23.065	24.317	25.626	41.476	42.347	44.449
Ij		3.623	16.417	29.629	43.293	57.443	72.119	87.367	103.236	119.785	137.080	155.196
Intercambiable		No	No	No	No	No	No	No	No	No	Posible	Referencia

Fuente: Autor

De la tabla 33, se tiene que:

- El PCS, el IW y el IW_c están en Kcal/Nm³
- dr(mezcla), corresponde al valor de la densidad relativa de la mezcla de gases.

K₃ corresponde al valor obtenido mediante la expresión $1000 * \frac{CO + 4O_2 - 0.5CO_2}{PCS}$.

LCV hace referencia al gas de gasificación, mientras que GN al gas natural.

La composición del gas natural corresponde a la que se muestra en la última columna (GN) de la tabla 33, así mismo, la composición del gas obtenido mediante las pruebas experimentales corresponde a los valores de la tercera columna (LCV).

El PCS de cada gas ha sido tomado de la tabla 32, el PCS de la mezcla corresponde a la sumatoria de la composición de cada gas multiplicado por el PCS correspondiente. La forma de calcular la densidad relativa (dr) de la mezcla de gases es equivalente a la determinación del PCS.

La proporción de hidrocarburos (proHC) ha sido tomada como la suma de los porcentajes de hidrocarburos mayores al CH₄, acorde a lo que plantea la norma ISO 13686:2013(E). Con la proporción de hidrocarburos, se procede a ubicar este valor sobre la figura 41 y se determina su valor de K₁ para cada mezcla de gases. Así mismo, para el cálculo de K₂, se hace uso de la expresión para K₃, luego se ubica su valor sobre la figura 41 para cada escenario de la mezcla de gases.

El valor del coeficiente de corrección u , se determina con base en el contenido de oxígeno en la mezcla de gases mediante la expresión $1000 \frac{O_2}{PCS}$ y con el uso de la figura 42. Dado que la mezcla de gases no presenta oxígeno en su composición, el valor de u por defecto es uno. En el caso de v su valor se determina a partir del índice de Wobbe corregido y la figura 42.

Con los parámetros anteriores, se procede a calcular el potencial de combustión C mediante la ecuación 27, los valores de a son tomados de la tabla 32. Una vez calculado C y el IW_c , se ubican estos dos puntos en la figura 43 y se determina en qué región se encuentra. La figura 44 muestra la región aproximada donde se ubican las coordenadas para los puntos C e IW_c , de las 3 últimas columnas de la tabla 33.

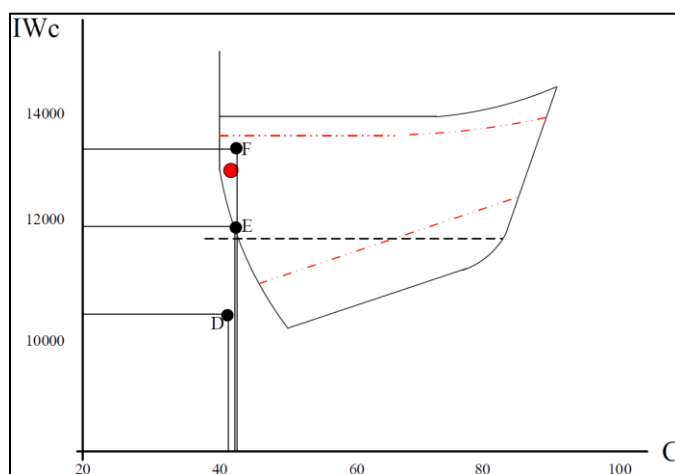


Figura 44. Ubicación resultados tabla 33 sobre diagrama de Delbourg

Fuente: Autor y adaptado de (INTERNATIONAL STANDARD Natural gas — Quality designation, 2013)

De esta manera puede verse que los puntos D, E y F corresponden a los valores de C e IW_c de las 3 últimas columnas de la tabla 33, en este sentido, dado que el punto D no entra en la región intercambiable, se descarta la idea de que la proporción 20% gas de gasificación y 80% gas natural sea intercambiable con el gas natural. Así mismo, el Punto E cae en la región límite del diagrama de Delbourg, indicando una posible intercambiabilidad de la mezcla 10% gas de gasificación y 90% gas natural. Por su parte, el punto F corresponde al 100% GN, este punto sólo se muestra para indicar la validez de los resultados. La figura 45 muestra un diagrama de flujo para estimar la intercambiabilidad de gases según el método de Delbourg.

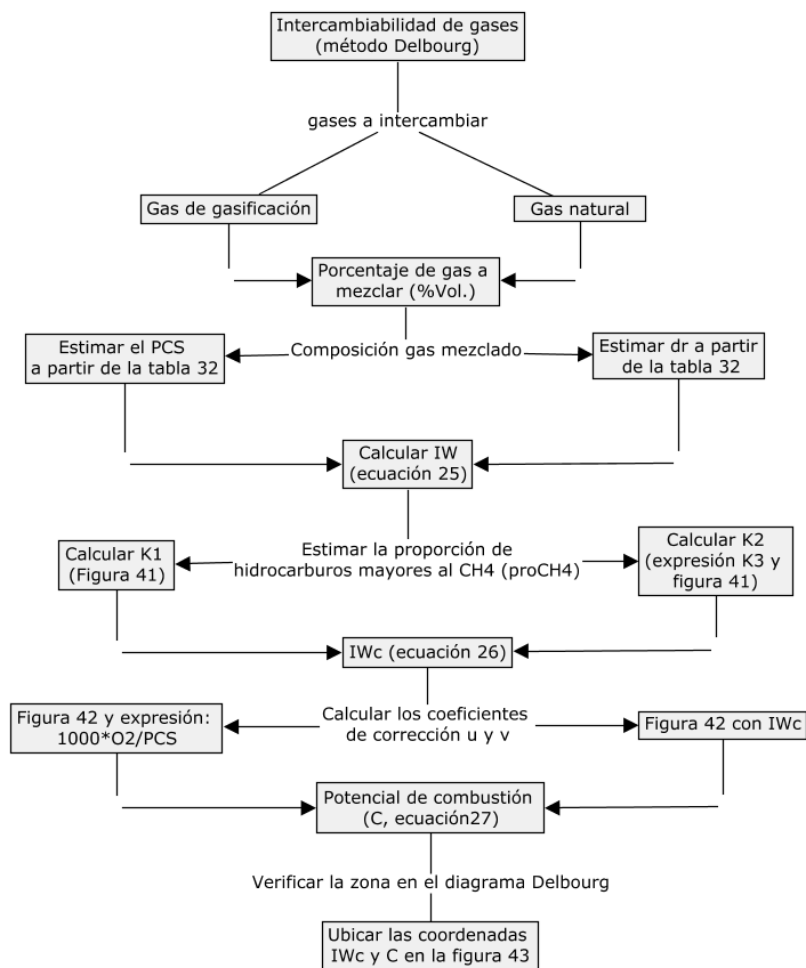


Figura 45. Diagrama de flujo para estimar la intercambiabilidad de gases según el método Delbourg.

Fuente: Autor

A continuación, se realizan los mismos cálculos, pero considerando diferentes yacimientos de GN, las tablas 34 y 35 con las figuras 46 y 47 muestran los resultados obtenidos.

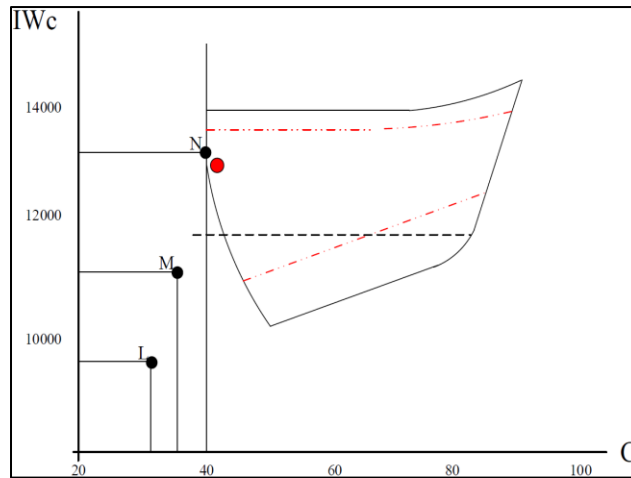


Figura 46. Ubicación resultados tabla 34 sobre diagrama de Delbourg

Fuente: Autor y adaptado de (INTERNATIONAL STANDARD Natural gas — Quality designation, 2013)

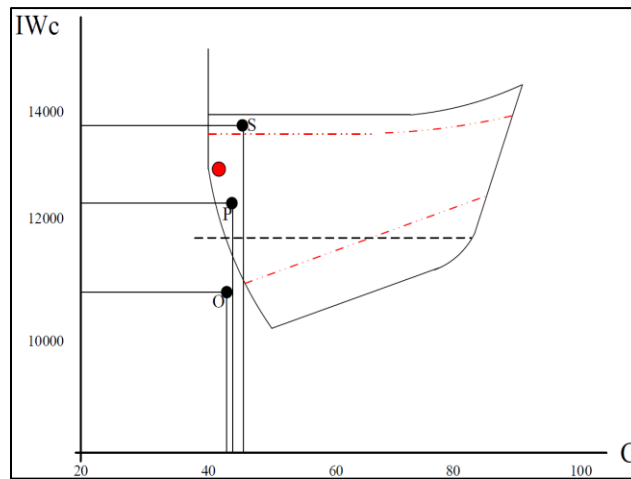


Figura 47. Ubicación resultados tabla 35 sobre diagrama de Delbourg

Fuente: Autor y adaptado de (INTERNATIONAL STANDARD Natural gas — Quality designation, 2013)

Tabla 34. Resumen cálculos intercambiabilidad de gases para gas natural “Pozo Ballenas”

Componentes	dr	LCV	LCV+10% GN	LCV+20% GN	LCV+30% GN	LCV+40% GN	LCV+50% GN	LCV+60% GN	LCV+70% GN	LCV+80% GN	LCV+90% GN	GN
CH ₄	0.554	3.573	13.026	22.479	31.932	41.385	50.838	60.292	69.745	79.198	88.651	98.104
C ₂ H ₆	1.049	0.000	0.025	0.049	0.074	0.099	0.124	0.148	0.173	0.198	0.222	0.2472
C ₃ H ₈	1.562	0.000	0.006	0.011	0.017	0.023	0.028	0.034	0.040	0.045	0.051	0.0568
C ₄ H ₁₀	2.091	0.000	0.001	0.001	0.002	0.003	0.003	0.004	0.005	0.006	0.006	0.0069
CO	0.967	14.291	12.862	11.433	10.004	8.575	7.145	5.716	4.287	2.858	1.429	0
H ₂	0.070	6.199	5.579	4.959	4.339	3.719	3.099	2.479	1.860	1.240	0.620	0
N ₂	0.967	61.579	55.565	49.550	43.536	37.522	31.507	25.493	19.479	13.464	7.450	1.4359
CO ₂	1.529	14.050	12.656	11.262	9.868	8.474	7.080	5.687	4.293	2.899	1.505	0.1113
HHV		961.137	1805.726	2650.316	3494.905	4339.495	5184.084	6028.674	6873.263	7717.853	8562.443	9407.032
dr(mezcla)		0.973	0.932	0.891	0.850	0.809	0.768	0.727	0.686	0.645	0.604	0.563
IW		974.575	1870.821	2808.334	3791.559	4825.684	5916.811	7072.182	8300.469	9612.172	11020.157	12540.394
proHC		0.000	0.031	0.062	0.093	0.124	0.155	0.187	0.218	0.249	0.280	0.311
IWc		877.118	1795.988	2752.167	3734.686	4786.982	5904.889	7079.169	8321.145	9648.653	11075.257	12730.394
K ₁		1.000	1.000	1.000	1.000	1.002	1.003	1.004	1.0045	1.0048	1.005	1.0051
K ₂		0.900	0.960	0.980	0.985	0.990	0.995	0.997	0.998	0.999	1.000	1.010
K ₃		7.560	3.619	2.189	1.451	1.000	0.695	0.477	0.311	0.183	0.079	-0.006
U		1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
V		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.110	0.890
C		17.516	19.156	20.880	22.697	24.617	26.653	28.821	31.138	33.627	36.695	39.586
Ij		3.623	13.602	24.036	34.976	46.478	58.608	71.448	85.093	99.657	115.283	132.146
Intercambiable		No	No	No	No	No	No	No	No	No	No	Referencia

Fuente: Autor

Tabla 35. Resumen cálculos intercambiabilidad de gases para gas natural “Cusiana”

Componentes	dr	LCV	LCV+10% GN	LCV+20% GN	LCV+30% GN	LCV+40% GN	LCV+50% GN	LCV+60% GN	LCV+70% GN	LCV+80% GN	LCV+90% GN	GN
CH ₄	0.554	3.573	11.492	19.410	27.329	35.248	43.166	51.085	59.004	66.922	74.841	82.7598
C ₂ H ₆	1.049	0.000	0.999	1.997	2.996	3.995	4.993	5.992	6.991	7.990	8.988	9.9869
C ₃ H ₈	1.562	0.000	0.359	0.717	1.076	1.434	1.793	2.151	2.510	2.869	3.227	3.5858
C ₄ H ₁₀	2.091	0.000	0.052	0.105	0.157	0.209	0.262	0.314	0.366	0.418	0.471	0.523
CO	0.967	14.291	12.862	11.433	10.004	8.575	7.145	5.716	4.287	2.858	1.429	0
H ₂	0.070	6.199	5.579	4.959	4.339	3.719	3.099	2.479	1.860	1.240	0.620	0
N ₂	0.967	61.579	55.474	49.369	43.264	37.159	31.054	24.949	18.844	12.739	6.634	0.5285
CO ₂	1.529	14.050	12.837	11.624	10.411	9.198	7.985	6.773	5.560	4.347	3.134	1.9213
HHV		961.137	1926.185	2891.233	3856.281	4821.328	5786.376	6751.424	7716.472	8681.520	9646.568	10611.616
dr(mezcla)		0.973	0.942	0.911	0.880	0.849	0.819	0.788	0.757	0.726	0.695	0.665
IW		974.575	1984.788	3029.128	4110.263	5231.185	6395.257	7606.276	8868.553	10187.007	11567.278	13015.879
proHC			1.410	2.819	4.229	5.638	7.048	8.457	9.867	11.277	12.686	14.096
IWc		877.118	1934.486	2989.325	4137.679	5329.061	6592.359	7894.379	9266.804	10670.395	12267.099	13979.835
K ₁		1.000	1.0048	1.007	1.022	1.029	1.036	1.041	1.0470	1.0485	1.050	1.0530
K ₂		0.900	0.970	0.980	0.985	0.990	0.995	0.997	0.998	0.999	1.010	1.020
K ₃		7.560	3.345	1.944	1.244	0.825	0.545	0.345	0.195	0.079	-0.014	-0.091
U		1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
V		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.160	1.000	0.840
C		17.516	18.578	19.681	20.827	22.021	23.266	24.567	25.930	42.028	43.402	44.331
Ij		3.623	16.914	30.652	44.871	59.610	74.914	90.832	107.420	124.742	142.872	161.896
Intercambiable		No	No	No	No	No	No	No	No	No	Si	Referencia

Fuente: Autor

De los resultados para el gas natural “Pozo Ballenas” y “Cusiana” puede concluirse que el gas natural pozo ballenas no es intercambiable con las mezclas realizadas con gas de gasificación, puede evidenciarse en la figura 46, que los porcentajes 20-80 (punto L) y 10-90 (punto M), se encuentran por fuera de la región de funcionamiento satisfactorio, esto implica que puedan presentarse los fenómenos de retroceso de llama y de puntas amarillas que podrían afectar la integridad de los aparatos de combustión y que no entregarían la cantidad de energía necesaria para determinado proceso.

Por otro lado, de la figura 47 puede evidenciarse que los valores asociados a las mezclas gas de gasificación y gas natural (Cusiana) para las proporciones 10-90, desde el punto de vista del método de Delbourg, presentan resultados satisfactorios, cumpliendo con los requisitos planteados en la norma ISO 13686:2013(E), por lo que estos porcentajes podrían ser considerados como una medida para la implementación de fuentes alternas de energía (gasificación de biomasa y carbón) con las ya tradicionales fuentes convencionales (gas natural). La reducción en la demanda de gas natural traería consigo una menor dependencia de este combustible, a la vez que se estaría incentivando al uso de fuentes alternas y renovables de energía en aplicaciones industriales.

CAPÍTULO 5

5.1. Conclusiones

El trabajo de investigación desarrollado mediante la ejecución de esta tesis pretende aportar al entendimiento de la co-gasificación en lecho fijo equicorriente de las materias carbón mineral y cuesco de palma de aceite. Acorde a la revisión literaria, a las simulaciones desarrolladas y a los trabajos experimentales llevados a cabo, se concluye lo siguiente:

Simulación

Se desarrollaron dos simulaciones en el software Aspen Plus mediante un desarrollo en equilibrio químico para el proceso de gasificación y co-gasificación con aire y mezclas vapor de agua-aire como agentes oxidantes para las materias primas carbón mineral y cuesco de palma de aceite. La primera simulación permitió emular el comportamiento de la gasificación de una materia prima (en este caso cuesco de palma de aceite) usando aire como agente oxidante, obteniéndose muy buenos resultados (alrededor del 90%) cuando se comparó con los datos reportados en la literatura. La primera simulación permitió entender el proceso de gasificación mediante los reactores que el software Aspen Plus trae por defecto, es decir, permitió identificar el funcionamiento de los distintos bloques de trabajo, así como los métodos para la estimación de las propiedades de la materia prima a utilizar. Para simular la co-gasificación de carbón mineral y cuesco de palma de aceite se partió de la primera simulación. En aras de evaluar el comportamiento conjunto de las materias primas, se decidió dividir las etapas de secado y desvolatilización independientes para cada material, posteriormente las etapas de oxidación y reducción se desarrollaron en una sola, de esta manera, se obtuvieron resultados muy similares a los logrados mediante la etapa de experimentación desarrollada, lo que permitió validar la simulación y concluir que el trabajo desarrollado puede ser usado como una primera aproximación para la evaluación conjunta de dos materias primas diferentes.

La primera simulación se comparó con los resultados reportados por Jayah et al. (Jayah et al., 2003), obteniéndose resultados certeros para los gases CO, CO₂, N₂, y H₂, no obstante el valor del CH₄ se encuentra subestimada, esto se atribuye a que las condiciones operacionales planteadas por Jayah limitan la formación de este gas vía simulación, es decir, las reacciones (ecuación 6) que dan lugar a la formación de este compuesto se encuentran restringidas.

Los reactores Rstoic, Ryield, RGibbs fueron los principales bloques usados en las simulaciones reportados en la literatura para modelos y simulaciones en equilibrio, de esta manera, se utilizaron estos bloques modificando los rangos de temperatura y presión, así como las características de los bloques calculadores, los cuales están encargados de estimar los porcentajes de secado de descomposición en elementos individuales de la biomasa utilizada.

Las propiedades físicas del cuesco de palma de aceite y del carbón mineral son diferentes, a pesar de tener un análisis último formado por los mismos elementos (CHONS), su estructura interna es totalmente distinta, dado esto, las etapas de secado y desvolatilización se llevaron a cabo de manera separada, esto con el fin de hacer el proceso más real, pues los tiempos de secado y de pirolisis son diferentes.

Se logró validar la simulación de la co-gasificación de carbón mineral y cuesco de palma de aceite con los resultados derivados de la fase de experimentación. Las concentraciones de los gases CO, CO₂, H₂ y N₂ fueron cercanas a las obtenidas experimentalmente, mientras que el CH₄ fue sobrestimado, esto se debe principalmente a las reacciones que dan lugar a la formación de este compuesto, las cuales se ven favorecidas para valores de flujo de materiales alto y valores bajo de oxidantes. Valores de CH₄ cercanos a los obtenidos experimentalmente se obtienen para ER entre 0.32-0.34.

El uso de mezclas de aire y vapor de agua como agentes oxidantes permitió la formación de una mayor cantidad de H₂ para valores fijos de temperatura, no obstante, los valores de las especies CO y CH₄ disminuyeron, a la vez que aumentó el porcentaje de CO₂, de esta manera el PCI del gas en general fue siempre menor al compararlo con los casos que involucraron sólo aire como agente oxidante. En procesos reales que involucran vapor y aire como oxidantes, el uso de vapor resta energía térmica al proceso, lo que provoca que las reacciones endotérmicas se vean perjudicadas, es decir, que no se desarrollen adecuadamente. La descompensación térmica puede ser mejorada con la introducción de más aire al proceso, aunque esto hace que, para una misma cantidad de material, se pase de la zona de gasificación a la de combustión, formándose así una mayor cantidad de CO₂ y vapor de agua, lo que repercutirá en el poder calorífico del gas obtenido. De esta manera, la simulación desarrollada es una aproximación adecuada a lo que podría obtenerse en procesos reales de gasificación.

El PCI más alto correspondió a valores de ER entre 0.27 y 0.33 los cuales proporcionan valores de 4.1 a 5.0 MJ/Nm³, esto con un flujo de vapor de 0.2 kg/h para los casos que involucraron 100% de biomasa, seguido por los porcentajes 85% y 70% que tuvieron valores de 3.8 a 4 MJ/Nm³ y 3.6 a 3.8 MJ/Nm³ respectivamente.

Experimentación

Con el desarrollo de la primera etapa de experimentación se determinaron qué factores fueron los más significativos sobre la velocidad de frente de llama. A partir del análisis estadístico que involucró un diseño de cribado, los factores flujo de aire y porcentaje de carbón tuvieron un nivel de significancia de 0.0291 y 0.0257 respectivamente, indicando la relevancia de estos factores sobre el desarrollo de la velocidad de frente de llama.

Los flujos de aire de 200 y 500 l/min evaluados en la primera etapa experimental arrojaron valores de la relación de equivalencia entre 0.24 y 1.34 respectivamente. La ER de 0.24 aseguró que el proceso estuviera en gasificación, indicando que los resultados obtenidos caracterizaron este proceso, mientras que el valor de ER de 1.34 estableció que el proceso permaneció en zona de combustión con exceso de aire, revelando entonces que la cantidad

de oxígeno suministrada al lecho fue mayor a la necesaria para que se estuviera en la zona de gasificación.

Con mayor cantidad de oxígeno entrando al lecho (flujo de aire de 500l/min), la velocidad de frente de llama para los termopares del primero hasta el cuarto (Vff12-Vff23-Vff34 y Vff14) tuvo un comportamiento más homogéneo con valores de 0.000153, 0.000151, 0.000102 y 0.00015 m/s, mientras que para una menor cantidad de oxígeno los valores de Vff fueron más fluctuantes: 0.000221, 0.000123, 0.000102 y 0.000117 m/s. Lo anterior se debe a que una mayor cantidad de oxígeno favorece las reacciones de combustión provocando que exista un consumo de material más homogéneo descendiendo dentro del lecho, a su vez, la energía térmica aumenta, lo que provoca un alza en las temperaturas, de esta manera, la energía se transfiere a las paredes del reactor y al material en las zonas de secado y pirolisis con mayor velocidad, haciendo que estas se desarrollen más rápidamente.

Con los flujos de aire evaluados en la segunda fase experimental (75 a 105 l/min) se logró obtener relaciones de equivalencia entre 0.27 a 0.35, de esta manera el proceso siempre permaneció en zona de gasificación, por lo que los resultados derivados de esta etapa caracterizaron el proceso adecuadamente.

De las relaciones carbón-biomasa evaluadas (0-100, 15-85 y 30-70), la que mejores resultados arrojó en cuanto a la homogeneidad de la velocidad de avance del proceso y consumo de material fue la que involucró 100% biomasa. Dada la diferencia en la estructura interna del carbón y la biomasa, las mezclas que involucraron porcentajes de carbón fueron más inestables, esto provocó que en las repeticiones experimentales se presentara cierta variabilidad en los valores calculados de Vff para una misma condición. Lo anterior también se asocia a que la densidad aparente de los materiales es distintita, teniendo el carbón mayores valores que el cuesco de palma de aceite, por lo que a pesar de realizar un mezclado “homogéneo” externamente, una vez agregado el material al lecho, las partículas de carbón se posicionan de manera diferente, es decir, dentro del lecho se presentó una mezcla heterogénea de carbón y biomasa que provocó que las zonas inferiores tuvieran mayor cantidad de carbón, y, dado que los tiempos de pirolisis de los materiales es diferente, la Vff calculada se vio afectada.

La composición promedio de los gases H_2 , CO, CH_4 , CO_2 y N_2 permaneció relativamente constante para valores de la relación de equivalencia evaluados (0.27 a 0.35), lo cual se asocia a que el intervalo de ER fue conservador, esto con el fin de asegurar que el proceso se permaneciera en zona de gasificación. De esta manera se obtuvieron concentraciones (% Vol.) de 5.47 a 6.52 para H_2 , 11.49 a 14.49 para CO, 3.02 a 4.08 para CH_4 , 12.35 a 17.49 para CO_2 y 50.51 a 64.50 para N_2 . Las composiciones de los gases arrojaron valores promedios del PCI entre 2.95 y 3.75 MJ/Nm³, lo cual se encuentra acorde a procesos de gasificación en lecho fijo equicorriente que usan aire como agente oxidante.

La concentración (% Vol.) de H_2 y CH_4 (6.52 y 4.08 respectivamente) fue siempre mayor para las mezclas que involucraron 30% de carbón en el lecho para una ER de 0.35, estos valores estuvieron poco distantes de los obtenidos para el caso de 100% biomasa (6.39 y 3.41), la cual logró la mayor composición de CO (14.49) de las pruebas experimentales y el mayor PCI del

proceso 3.75 MJ/Nm^3 , lo que evidenció las ventajas del cuesco de palma de aceite como material de gasificación.

El alto contenido de volátiles (80%) que posee la biomasa contrasta con la baja cantidad que posee el carbón (20-40%), ahora bien, el posible efecto catalítico de las cenizas de un material con respecto al otro hace que el proceso de gasificación del carbón sea menos complejo, debido también a la alta reactividad de la biomasa.

La mayor temperatura alcanzada en el proceso ($880\text{-}900^\circ\text{C}$) se logró para las mezclas que involucraron 30% de carbón en el lecho, no obstante, la temperatura de “ablandamiento” del carbón se encuentra entre $400\text{-}500^\circ\text{C}$, esto provocó que el carbón se adhiriera a las paredes del reactor y a los termopares impidiendo el descenso del material, afectando parcialmente los valores de la composición de los gases y la velocidad de avance del proceso.

5.2.Trabajos futuros

Al culminar el trabajo desarrollado, se ha planteado el desarrollo de algunos puntos importantes que podrían ser evaluados como trabajos futuros:

En aras de tener un conocimiento más profundo y preciso de las mezclas carbón-biomasa, se plantea el desarrollo de análisis termogravimétricos con el fin de observar y evaluar el comportamiento conjunto de una misma masa de carbón-biomasa con diferentes porcentajes de mezclado.

Realizar pruebas con diferentes carbones del departamento Norte de Santander con el fin de evaluar el comportamiento de estos al ser gasificados bajo atmosferas de aire en lecho fijo equicorriente, esto con el fin de obtener una clasificación de estos con respecto a sus características en el proceso de gasificación, es decir, determinar qué carbones son más adecuados y cuáles no.

Adecuar la planta piloto (reactor de lecho fijo equicorriente invertido) para que pueda operar con aire y vapor de agua como agentes oxidantes, con el fin de evaluar el comportamiento de las materias primas tratadas en esta tesis.

Realizar un estudio para evaluar la viabilidad económica de la utilización de las mezclas 10% gas de gasificación y 90% gas natural, en aras de determinar su posible aplicabilidad a nivel industrial, es decir, determinar si es factible o no hacer uso de las mezclas propuestas en los principales equipos de combustión.

CAPÍTULO 6

Anexos



Medellín, Abril 18 de 2017

Ingeniera:
Jessica Vanesa Rodríguez Pérez
Centro Integrado de Materiales y Manufactura
Departamento de Ingeniería Mecánica
Universidad del Norte
Km 5 Antigua vía Puerto Colombia
Tel: (5) 3509238

ASUNTO: CARACTERIZACIÓN DE MUESTRAS DE BIOMASA

Cordial saludo;

Se realizó la caracterización de tres muestras de biomasa mediante el análisis último y próximo completo. El análisis de composición CHN fue realizado en un analizador elemental Exeter Analytical CE 440, adaptado a la norma ASTM D 5373 y el análisis próximo fue realizado bajo los protocolos establecidos por normas especificadas en la última columna de la Tabla, para cada parámetro medido.

Análisis Último (% m/m)				Norma
Parámetro	Nombres de muestra			
	Raquis	Fibra	Cuesco	
C	42.73	43.10	48.75	ASTM D 5373
H	4.99	4.77	5.55	ASTM D 5373
N	0.90	1.45	0.80	ASTM D 5373
O	39.55	36.71	35.33	Por diferencia
S	0.12	0.16	0.10	ASTM D4239-14 Método A
Análisis Próximo (% m/m)				
Humedad residual	3.67	3.70	5.91	ASTM D 7582-15
Material Volátil	76.43	75.64	76.82	ASTM D 7582-15
Carbono Fijo	11.86	10.56	13.71	ASTM D 7582-15
Cenizas	8.05	10.11	3.56	ASTM D 7582-15
Poder calorífico Superior (kJ/kg)	17003	17456	19690	ASTM D 5865-13
Poder calorífico Superior (kcal/kg)	4061	4169	4703	ASTM D 5865-13

Laboratorio Ciencias de la Energía
Calle 75 No. 79A – 51 Bloque M18
Tel: 4255399 Ext. 44100

Facultad de Minas
Universidad Nacional de Colombia
NIT. 899999063-3

Figura 48A. Análisis de laboratorio biomasa.

Fuente: Universidad Nacional de Colombia

Bibliografía

- Afanador, J. M. O., & Alvarado, L. V. (2016). *ESTADO DEL ARTE INTERCAMBIABILIDAD DE GASES A NIVEL INTERNACIONAL*. Bucaramanga.
- Agency, I. E. (2014). World Energy Outlook 2014, Executive Summary.
- Alembath, A. (2016). Aspen simulation of oil shale and biomass process In Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree.
- Altafini, C. R., Wander, P. R., & Barreto, R. M. (2003). Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model. *Energy Conversion and Management*, 44(17), 2763–2777. [https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(03\)00025-6](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(03)00025-6)
- André, R. N., Pinto, F., Franco, C., Dias, M., Gulyurtlu, I., Matos, M. A. A., & Cabrita, I. (2005). Fluidised bed co-gasification of coal and olive oil industry wastes. *Fuel*, 84(12–13), 1635–1644. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2005.02.018>
- Ángel, J. D. M. (2005). EVALUACIÓN DEL RENDIMIENTO OPERACIONAL DE UN GASIFICADOR PARA CASCARILLA DE ARROZ EN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO A ESCALA PILOTO.
- Arteaga-Pérez, L. E., & Casas-Ledón, Yannay; Cabrera-Hernández, Jagni; Rodríguez, L. (2014). Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación. *Afinidad Lxxii*, (5641), 138–145.
- Bain, R. L., & Broer, K. (2011). 3- *Gasification. Thermochemical Processing of Biomass: Conversion into Fuels, Chemicals and Power*. <https://doi.org/10.1002/9781119990840.ch3>
- Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Design and Theory*. (E. Inc, Ed.).
- Begum, S., Rasul, M. G., & Akbar, D. (2014). A numerical investigation of municipal solid waste gasification using aspen plus. *Procedia Engineering*, 90, 710–717. <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2014.11.800>
- Begum, S., Rasul, M. G., Akbar, D., & Ramzan, N. (2013). Performance analysis of an integrated fixed bed gasifier model for different biomass feedstocks. *Energies*, 6(12), 6508–6524. <https://doi.org/10.3390/en6126508>
- Bell, D. A., Towler, B. F., & Fan, M. (n.d.). *COAL GASIFICATION AND ITS APPLICATIONS*. (Elsevier Inc, Ed.) (First edit). Elsevier Inc.
- Brown, R. C. (2011). *Introduction to Thermochemical Processing of Biomass into Fuels* ,.
- Che, D., Li, S., Yang, W., Jia, J., & Zheng, N. (2012). Application of Numerical Simulation on Biomass Gasification. *Energy Procedia*, 17, 49–54. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2012.02.061>
- Chen, C., Jin, Y.-Q., Yan, J.-H., & Chi, Y. (2013). Simulation of municipal solid waste gasification in two different types of fixed bed reactors. *Fuel*, 103(8), 58–63.

<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2011.06.075>

Cheremisinoff, N. P., & Rezaian, J. (2005). *Gasification Technology Primer for Engineers and Scientists*.

Coordinación General de Minería. (2014). *Perfil de Mercado del Carbón*. Mexico. Retrieved from https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/5564/pm_carbon_2014.pdf

Deng, N., Zhang, A., Zhang, Q., He, G., Cui, W., Chen, G., & Song, C. (2017). Simulation analysis of municipal solid waste pyrolysis and gasification based on Aspen plus. *Bioresource Technology*, 235, 371–379. https://doi.org/DOI_10.1007/s11708-017-0481-7

Fermoso, J., Arias, B., Gil, M. V., Plaza, M. G., Pevida, C., Pis, J. J., & Rubiera, F. (2010). Co-gasification of different rank coals with biomass and petroleum coke in a high-pressure reactor for H₂-rich gas production. *Bioresource Technology*, 101(9), 3230–3235. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.12.035>

Franco, C., Pinto, F., André, R. N., Tavares, C., Dias, M., Gulyurtlu, I., & Cabrita, I. (2015). Experience Using Ineti Experimental Facilities in Co-Gasification of Coal and Wastes, (March 2015), 238–247.

Gagliano, A., Nocera, F., Bruno, M., & Cardillo, G. (2017). Development of an Equilibrium-based Model of Gasification of Biomass by Aspen Plus. *Energy Procedia*, 111, 1010–1019. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.264>

GALINDO, L. A. C. (2017). *PANORAMA DEL GAS NATURAL EN COLOMBIA Y LA PÉRDIDA DE LA SOBERANÍA ENERGÉTICA*. Cartagena. Retrieved from <http://cedetrabajo.org/wp-content/uploads/2017/07/portada-gas-natural-oficial-1-1.pdf>

García, J. A., Cárdenas, M. M., & Yáñez, E. E. (2010). Generación y uso de biomasa en plantas de beneficio de palma de aceite en Colombia Power Generation and Use of Biomass at Palm Oil Mills in Colombia. *PALMAS*, 31(2), 41–48.

Gutiérrez Pulido, H., & De la Vara Salazar, R. (2008). *Análisis y diseño de experimentos*. <https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>

Han, J., Liang, Y., Hu, J., Qin, L., Street, J., Lu, Y., & Yu, F. (2017). Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus. *Energy Conversion and Management*, 153(August), 641–648. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.10.030>

He, C., Feng, X., Chu, K. H., Li, A., & Liu, Y. (2014). Industrial-scale fixed-bed coal gasification: Modeling, simulation and thermodynamic analysis. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 22(5), 522–530. [https://doi.org/10.1016/S1004-9541\(14\)60066-5](https://doi.org/10.1016/S1004-9541(14)60066-5)

Hernández, J. J., Aranda-Almansa, G., & Serrano, C. (2010). Co-gasification of biomass wastes and coal-coke blends in an entrained flow gasifier: An experimental study. *Energy and Fuels*, 24(4), 2479–2488. <https://doi.org/10.1021/ef901585f>

Huang, H. J., & Ramaswamy, S. (2009). Modeling biomass gasification using

thermodynamic equilibrium approach. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 154(1–3), 193–204. <https://doi.org/10.1007/s12010-008-8483-x>

INTERNATIONAL STANDARD Natural gas — Quality designation, 2013 § (2013).

Jarungthammachote, S., & Dutta, A. (2007). Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier. *Energy*, 32(9), 1660–1669. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2007.01.010>

Jayah, T. H., Aye, L., Fuller, R. J., & Stewart, D. F. (2003). Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. *Biomass and Bioenergy*, 25(4), 459–469. [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(03\)00037-0](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(03)00037-0)

Khadse, A., Parulekar, P., Aghalayam, P., & Ganesh, A. (n.d.). EQUILIBRIUM MODEL FOR BIOMASS GASIFICATION.

Kumabe, K., Hanaoka, T., Fujimoto, S., Minowa, T., & Sakanishi, K. (2007). Co-gasification of woody biomass and coal with air and steam, 86, 684–689. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2006.08.026>

Kuo, P., Wu, W., & Chen, W. (2014). Gasification performances of raw and torrefied biomass in a downdraft fixed bed gasifier using thermodynamic analysis. *Fuel*, 117, 1231–1241. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.07.125>

La Villetta, M., Costa, M., & Massarotti, N. (2017). Modelling approaches to biomass gasification: A review with emphasis on the stoichiometric method. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 74(November 2016), 71–88. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.02.027>

Laguado, W. V. (2016). Plan de Desarrollo para Norte de Santander 2016-2019 “ Un Norte Productivo Para Todos ” Documento presentado para estudio y aprobación ante la Honorable Asamblea.

Lapuerta, M., Hernández, J. J., Pazo, A., & López, J. (2008). Gasification and co-gasification of biomass wastes: Effect of the biomass origin and the gasifier operating conditions. *Fuel Processing Technology*, 89(9), 828–837. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2008.02.001>

Lenis, Y. A., Agudelo, A. F., & Pérez, J. F. (2013). Analysis of statistical repeatability of a fixed bed downdraft biomass gasification facility. *Applied Thermal Engineering*, 51(1–2), 1006–1016. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.09.046>

MACHORRO, R. F. E. (2016). ESTUDIO DE LA PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO A PARTIR DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS DE LA CIUDAD DE MÉXICO MEDIANTE LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN.

Macías-Naranjo, R. J., Chejne, F., Montoya, J. I., & Adriana Blanco-Leal. (2013). Gasificación de bagazo de caña y carbón en planta piloto. *Mutis*, 4(1), 24–32.

Mamphweli, N. S., & Meyer, E. L. (2011). Components and operation of the fixed bed downdraft system johansson biomass gasifier. *Gasification: Chemistry, Processes and Applications*, (January 2011).

- Martínez, C. A. E. (2015). *Modelado unidimensional y multipartícula del proceso de gasificación de biomasa lignocelulósica en una planta industrial*. Retrieved from <https://uvadoc.uva.es/bitstream/10324/16669/1/Tesis928-160405.pdf>
- Melgar, A., Pe, J. F., Laget, H., & Horillo, A. (2007). Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process, *48*, 59–67. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2006.05.004>
- Mendiburu, A. Z., Carvalho, J. A., Zanzi, R., Coronado, C. R., & Silveira, J. L. (2014). Thermochemical equilibrium modeling of a biomass downdraft gasifier: Constrained and unconstrained non-stoichiometric models. *Energy*, *71*, 624–637. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.05.010>
- Ministerio de Minas y Energía. (2012). *Cadena del Carbón*.
- Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D. (2016). Biomass gasification technology: The state of the art overview. *Journal of Energy Chemistry*, *25*(1), 10–25. <https://doi.org/10.1016/j.jechem.2015.11.005>
- Montgomery, D. (2004). Diseño y análisis de experimentos. *Limusa Wiley*.
- MUERZA, A. F. (2009). Cómo contaminan los gases de azufre, pp. 8–10.
- Nayak, R., & Mewada, R. K. (2011). Simulation of Coal Gasification Process using ASPEN PLUS, 8–10.
- Patel, V. R., Patel, D., Varia, N. S., & Patel, R. N. (2017). Co-gasification of lignite and waste wood in a pilot-scale (10kWe) downdraft gasifier. *Energy*, *119*, 834–844. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.11.057>
- Patra, T. K., & Sheth, P. N. (2015). Biomass gasification models for downdraft gasifier : A state-of-the-art review, *50*, 583–593.
- Paviet, F., Chazarenc, F., & Tazerout, M. (2009). Thermo Chemical Equilibrium Modelling of a Biomass Gasifying Process Using ASPEN PLUS. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, *7*, A40. <https://doi.org/10.2202/1542-6580.2089>
- Pulido, O. R. B. (2017). *Comparación del desempeño de varias calidades de gas natural y evaluación de viabilidad para el uso de biogás como combustible para vehículos que operan con GNCV*. Universidad Nacional de Colombia.
- Quaak, P., Knoef, H., & Stassen, H. (n.d.). *Energy from Biomass*.
- Ramzan, N., Ashraf, A., Naveed, S., & Malik, A. (2011). Simulation of hybrid biomass gasification using Aspen plus : A comparative performance analysis for food , municipal solid and poultry waste. *Biomass and Bioenergy*, *35*(9), 3962–3969. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.06.005>
- Rey, F. B., Iriarte, E. A., & Ortiz, A. M. (2011). Necesidad de una Política de Seguridad de Abastecimiento y de Confiabilidad en el Sector de Gas Natural de Colombia: Impacto Económico en la Generación Eléctrica.
- Sáinz, G. G. (2013). *Estudio experimental de la co- gasificación de fangos de EDAR y carbón con aire en lecho fluidizado*.

- Sánchez López, I., Gallardo Izquierdo, A., & Edo Alcón, N. (2014). Análisis comparativo de las tecnologías de valorización de residuos basadas en la gasificación, 24.
- Seeboldt, S., & Abdala, Y. S. (2010). *Responsabilidad y sostenibilidad de la industria de la palma*.
- Seo, M. W., Goo, J. H., Kim, S. D., Lee, S. H., & Choi, Y. C. (2010). Gasification characteristics of coal/biomass blend in a dual circulating fluidized bed reactor. *Energy and Fuels*, 24(5), 3108–3118. <https://doi.org/10.1021/ef100204s>
- Shen, C.-H., Chen, W.-H., Hsu, H.-W., Sheu, J.-Y., & Hsieh, T.-H. (2012). Co-gasification performance of coal and petroleum coke blends in a pilot-scale pressurized entrained-flow gasifier. *Archives of Thermodynamics*, 36(4), 499–508. <https://doi.org/10.1002/er>
- Singh Brar, J., Singh, K., Zondlo, J., & Wang, J. (2013). Co-Gasification of Coal and Hardwood Pellets: A Case Study. *American Journal of Biomass and Bioenergy*, 2(1), 25–40. <https://doi.org/10.7726/ajbb.2013.1005>
- Sofia, D., Coca, P., Giuliano, A., Barletta, D., Iborra, M., & García, F. (2013). Co-gasification of coal – petcoke and biomass in the Puertollano IGCC power plant, (August), 1–13. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.11.019>
- Speight, J. G. (2013). *The chemistry and technology of coal*. *Fuel and Energy Abstracts* (Vol. 36). [https://doi.org/10.1016/0140-6701\(95\)80007-7](https://doi.org/10.1016/0140-6701(95)80007-7)
- Susastriawan, A. A. P., & Saptoadi, H. (2017). Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification : A review, 76(March), 989–1003.
- UPME. (2016a). *PLAN INDICATIVO DE ABASTECIMIENTO DE GAS NATURAL-2016*.
- UPME. (2016b). *PROYECCIÓN DE PRECIOS DE LOS ENERGÉTICOS PARA GENERACIÓN ELÉCTRICA*.
- Valdés, C. F., Chejne, F., Marrugo, G., Macias, R. J., Gómez, C. A., Montoya, J. I., ... Arenas, E. (2016). Co-gasification of sub-bituminous coal with palm kernel shell in fluidized bed coupled to a ceramic industry process. *Applied Thermal Engineering*, 107, 1201–1209. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.07.086>
- Valdés, C. F., Chejne, F., Marrugo, G., Macias, R. J., Gómez, C. A., Montoya, J. I., ... Arenas, E. (2016). Co-gasification of sub-bituminous coal with palm kernel shell in fluidized bed coupled to a ceramic industry process, 107, 1201–1209. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.07.086>
- Vélez, J. F., Chejne, F., Valdés, C. F., Emery, E. J., & Londoño, C. A. (2009). Co-gasification of Colombian coal and biomass in fluidized bed: An experimental study. *Fuel*, 88(3), 424–430. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2008.10.018>
- Xu, Q., Pang, S., & Levi, T. (2015). Cogasification of Blended Coal-Biomass in an Air / Steam BFB Gasifier : Experimental Investigation and Model Validation, 61(5), 1639–1647. <https://doi.org/10.1002/aic>
- Yan, L., Yue, G., & He, B. (2016). Thermodynamic analyses of a biomass-coal co-gasification power generation system. *Bioresource Technology*, 205, 133–141.

<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.01.049>

- Yoo, H. M., Lee, J. S., Yang, W. S., Choi, H. S., Jang, H. N., & Seo, Y. C. (2018). Co-gasification characteristics of palm oil by-products and coals for syngas production. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 35(3), 654–661. <https://doi.org/10.1007/s11814-017-0312-x>
- Zapata, R. B., Bayer, J. F. P., & Jiménez, C. S. (2014). Carbones colombianos : clasificación y caracterización termoquímica para aplicaciones energéticas Colombian coals : classification and thermochemical characterization for energy applications Carvões colombianos : classificação e caracterização para aplica, 27(2), 43–54.
- Zhang, Y., & Zheng, Y. (2016). Co-gasification of coal and biomass in a fixed bed reactor with separate and mixed bed configurations. *Fuel*, 183, 132–138. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.06.066>